



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

# **DISEÑO DE OPERACIONES METALÚRGICAS**

**MATERIAL DIDÁCTICO**

Que para obtener el título de  
**Ingeniero de Minas y Metalurgista**

**P R E S E N T A**

Luis Enrique Mino Garnica

**ASESOR DE MATERIAL DIDÁCTICO**

M.C. José de Jesús Huevo Casillas



**Ciudad Universitaria, CD. MX., 2021**



## *Agradecimientos*

A mis padres, Ricardo y Teresa quienes son mi fortaleza e inspiración que con su amor y trabajo me dieron una educación y apoyaron para ser un profesionista, estaré eternamente agradecido con ustedes.

Agradezco a mis hermanos Paola y Ricardo por sus consejos, apoyo y por cada momento compartido, valoro su ejemplo como hermanos mayores y profesionistas.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, la Facultad de Ingeniería y a todos mis profesores que me brindaron sus conocimientos, experiencia y consejos que han sido parte fundamental en mi desarrollo.

Quiero agradecer a mi asesor el M.C. José de Jesús Huevo Casillas por dedicarle tiempo y paciencia en este trabajo que demando un gran esfuerzo. Su apoyo total, confianza, amistad y experiencia fueron invaluable para el desarrollo de este trabajo.

Al M.C. Juan José Obregón Andría por su confianza, consejos y atenciones otorgadas durante mi paso por la Facultad de Ingeniería, siempre fue grato encontrarlo por los pasillos y tener una agradable plática.

A los miembros del jurado, por sus apreciables observaciones y comentarios en la evaluación y mejoras hacia el presente trabajo.

Finalmente a mis amigos Yollocali, Alejandro, Marcelo, Orlando, Fernando, Carlos, Richy, Juls y a todos mis compañeros con los que tuve la oportunidad de compartir clases por su invaluable amistad.



## *Resumen*

Este trabajo expone de manera práctica, ordenada y detalla una metodología para el diseño de operaciones metalúrgicas. El texto está enfocado en el diseño de plantas metalúrgicas en la industria minera permitiendo el diseño conceptual de circuitos de trituración y molienda, procesos de concentración, formulación de procesos pirometalúrgicos e hidrometalúrgicos y la evaluación económica de proyectos minero metalúrgicos.

A nivel licenciatura, los cursos que proporcionan una comprensión general de las operaciones metalúrgicas y descripción de las plantas de procesamiento de minerales son necesarios. Actualmente en diversas universidades se ha evaluado que un último curso sobre el diseño de plantas resulta completamente útil para la preparación de los futuros ingenieros y otorgarle las bases para el diseño de cada operación unitaria permitiendo su participación en proyectos metalúrgicos en la industria minera.

Mular (2009) indica que desafortunadamente son pocos los libros de texto que abordan el diseño de plantas para el procesamiento de minerales. Una asignatura que contemple el diseño de operaciones metalúrgicas debe incorporar una metodología que muestre los fundamentos de cada proceso, equipos utilizados, cálculos de variables operativas, aspectos generales en el diseño de plantas, criterios de diseño, casos de estudios, ejercicios prácticos y las bases para la evaluación de proyectos.

Esto derivó en la conformación del presente trabajo que permite el entendimiento de las variables que conforman un proyecto metalúrgico, conocer las características de cada operación y prácticas generales en el procesamiento de minerales para ser un apoyo para la asignatura “Diseño de Operaciones Metalúrgicas” del nuevo plan de estudios de la Licenciatura en Ingeniería de Minas y Metalurgia en la Facultad de Ingeniería de la UNAM.

Este material didáctico contempla siete capítulos que recopilan información y observaciones de diferentes autores (Taggart, Bond, Gaudin, Fuerstenau, Miller, Rowland, Burroughs, Austin, Azzaroni, Barratt, Mular, Anderson, Arterburn, Weiss, Putland, Somasundaran, Wills, Nagaraj, Flintoff, Plitt, Norrgran, Giblett, Morrell, Napier – Munn, Nageswararao, Bearman, Malhotra, Lynch, Gupta, Bulatovic, Kawatra, Dunne, Free, Habashi, Wang y Vignes) que abordan cada operación unitaria, criterios de diseño y con ello definir la ruta de beneficio de un mineral proveniente de la explotación de un yacimiento mineral.



## *Abstract*

This graduate work presents in a practical, orderly way and details a methodology for the design of metallurgical operations. The text is focused on the design of metallurgical plants in the mining industry allowing the conceptual design of crushing and grinding circuits, concentration processes, formulation of pyrometallurgical and hydrometallurgical processes and the economic evaluation of metallurgical mining projects.

At the undergraduate level, courses that provide a general understanding of metallurgical operations and description of mineral processing plants are necessary. Currently in several universities it has been evaluated that a last course on the design of plants is completely useful for the preparation of future engineers and to give it the basis for the design of each unitary operation allowing their participation in metallurgical projects in the mining industry.

Mular (2009) indicates that unfortunately there are few textbooks that deal with plant design for mineral processing. A university courses that contemplates the design of metallurgical operations must incorporate a methodology that shows the fundamental of each process, equipment used, calculations of operational variables, general aspects in plant design, design criteria, cases studies, practical exercises and the bases for project evaluation.

This led to the conformation of the present graduate work that allows the understanding of the variables that make up a metallurgical project, know the characteristics of each operation and general practices in the processing of minerals to be a support for the subject “Design of Metallurgical Operations” of the new study plan of the Degree in Mining and Metallurgy Engineering in the Faculty of Engineering of the UNAM.

This didactic material includes seven chapters that collect information and observations from different authors (Taggart, Bond, Gaudin, Fuerstenau, Miller, Rowland, Burroughs, Austin, Azzaroni, Barratt, Mular, Anderson, Arterburn, Weiss, Putland, Somasundaran, Wills, Nagaraj, Flintoff, Plitt, Norrgran, Giblett, Morrell, Napier – Munn, Nageswararao, Bearman, Malhotra, Lynch, Gupta, Bulatovic, Kawatra, Dunne, Free, Habashi, Wang y Vignes) that address each unitary operation design criteria and thereby define the route of profit of mineral from a ore deposit exploitation.





## ÍNDICE GENERAL

<b>Agradecimientos</b>	iii
<b>Resumen</b>	v
<b>Abstract</b>	vii
<b>Lista de Figuras</b>	xxiii
<b>Lista de Tablas</b>	xliv
<b>Índice Material Digital</b>	1
<b>1. Introducción</b>	1
1.1 Objetivos	2
1.2 Metas	2
1.3 Problemática	3
1.4 Metodología	4
<b>2. Operaciones metalúrgicas</b>	5
2.1 Factores a considerar en el diseño de plantas metalúrgicas	7
2.2 Reglas generales en el diseño de plantas	8
2.3 Casos de estudio en el diseño de plantas	9
2.4 Caracterización de minerales	13
Ejercicios propuestos	26
Referencias	27
<b>3. Circuitos de trituración y molienda</b>	28
3.1 Leyes Energéticas	30
3.1.1 Pruebas metalúrgicas	35
3.2 Etapas de trituración y molienda	44
3.2.1 Métodos de reducción de tamaño	46
3.3 Consideraciones generales en el diseño de plantas de trituración y molienda	47
Ejercicios propuestos	52
Referencias	54
3.4 Trituradoras primarias	56
3.4.1 Diseño de trituradoras de quijada	56
Ejercicios propuestos	84
Referencias	85
3.4.2 Diseño de trituradoras giratorias	86

3.4.2.1 Comparativa de las trituradoras primarias	112
Ejercicios propuestos	116
Referencias	118
3.5 Trituradoras secundarias y terciarias	119
3.5.1 Diseño de trituradoras de cono	122
Ejercicios propuestos	157
Referencias	158
3.5.2 Diseño de trituradoras de rodillo	159
3.5.2.1 Características de las unidades HPGR	175
3.5.2.2 Trituradoras de rodillo excéntrico (ERC)	186
Ejercicios propuestos	188
Referencias	190
3.5.3 Trituradoras especiales	191
3.5.3.1 Trituradoras de impacto	191
3.5.3.2 Trituradora Bradford	214
Referencias	216
3.6 Selección de trituradoras	217
3.6.1 Selección de trituradoras primarias	223
3.6.2 Selección de trituradoras de cono	230
3.6.3 Caso de estudio: Mina de San Martín, México (1987)	238
3.6.4 Caso de estudio: Proyecto La Ciénega, México (1988)	239
Referencias	242
3.7 Proceso de molienda	243
3.7.1 Acción de molienda	246
3.7.2 Equipos de molienda	250
3.7.3 Circuitos de molienda	274
3.7.4 Construcción de los molinos de tambor	285
3.7.5 Medios de molienda	295
3.7.6 Diseño del sistema de revestimientos	297
3.7.7 Variables en el diseño de molinos	304
Referencias	308
3.8 Diseño de molinos de bolas	311

3.9 Diseño de molinos de barras	351
3.9.1 Selección de molinos de bolas, barras y guijarros	370
Ejercicios propuestos	373
Referencias	376
3.10 Diseños de molinos autógenos y semiautógenos	378
3.10.1 Selección y dimensionamiento de los molinos AG/SAG	393
3.10.2 Selección del tamaño del molino	396
3.10.3 Selección de circuitos de molienda	398
3.10.4 Caso de estudio: Minera Yanacocha, Perú (2012)	403
3.10.5 Caso de estudio: Minera Peñasquito, México (2012)	405
Ejercicios propuestos	410
Referencias	411
3.11 Separación por tamaños	413
3.11.1 Cribado	415
3.11.1.1 Eficiencia de cribado	428
3.11.1.2 Diseño de cribas	435
3.11.1.3 Selección de cribas	462
3.11.1.4 Caso de estudio: Minera Saucito, México (2015)	463
Ejercicios propuestos	464
Referencias	468
3.11.2 Clasificadores hidráulicos	470
3.11.2.1 Densidad de pulpa	474
3.11.2.2 Distribución de agua	477
3.11.2.3 Cálculo de flujo, densidad y tonelaje	478
3.11.2.4 Densidad de pulpa tablas Denver	482
3.11.2.5 Carga circulante	483
3.11.2.6 Diseño de hidrociclones	485
3.11.2.7 Selección y número de hidrociclones	502
3.11.2.8 Eficiencia de un hidrociclón	503
Ejercicios propuestos	506
Referencias	510
3.11.3 Clasificadores mecánicos	511

3.11.3.1 Diseño de clasificadores mecánicos	515
3.11.4 Curvas de partición	520
Ejercicios propuestos	534
Referencias	536
3.12 Circuitos de trituración y molienda	537
3.12.1 Selección de circuitos de trituración y molienda	538
3.12.2 Circuitos de trituración y molienda de alto tonelaje	541
3.12.3 Consideraciones de los circuitos de trituración y molienda	546
3.12.4 Optimización de mina a planta	548
3.12.5 Balance de masa en circuitos de trituración y molienda	551
3.12.5.1 Equilibrio de circuitos de trituración	564
3.12.5.2 Equilibrio de circuitos de molienda	568
Ejercicios propuestos	570
Referencias	578
3.13 Almacenamiento y transporte de mineral	579
3.13.1 Características de los sólidos a granel	580
3.13.2 Almacenamiento de minerales	583
3.13.2.1 Patrones de flujo	584
3.13.2.2 Diseño de stockpiles	586
3.13.2.3 Diseño de tolvas	600
3.13.2.4 Alimentadores	622
3.13.3 Bandas transportadoras	630
3.13.3.1 Diseño de bandas transportadoras	638
3.13.3.2 Selección de bandas	651
3.13.4 Bombeo	652
3.13.4.1 Principios básicos de bombeo e hidráulica	657
3.13.4.2 Flujo en tuberías	664
3.13.4.3 Velocidad y gasto en tuberías	669
3.13.4.4 Gradiente hidráulico	670
3.13.4.5 Curvas características de bombeo	671
3.13.4.6 Relaciones de las bombas centrífugas	675
3.13.4.7 Capacidad de aspiración de una bomba	676

3.13.4.8 Relaciones de las bombas de desplazamiento positivo	678
3.13.4.9 Bombeo de pulpa	681
3.13.4.10 Velocidad de bombeo	683
Ejercicios propuestos	690
Referencias	695
<b>4. Operaciones de beneficio</b>	698
4.1 Concentración gravimétrica	698
4.1.1 Fundamentos de la concentración gravimétrica	700
4.1.2 Concentradores gravimétricos	703
4.1.2.1 Concentradores pulsantes	703
4.1.2.2 Concentradores de película fluida	712
4.1.2.3 Concentradores centrífugos	722
4.1.2.4 Concentradores gravimétricos neumáticos	730
4.1.2.5 Separación en un medio denso (DMS)	732
4.1.3 Selección de concentradores gravimétricos	742
4.1.4 Circuitos básicos	747
4.1.5 Caso de estudio: Proyecto Boliden Mineral AB, Suecia (1986)	748
Referencias	751
4.2 Separación magnética y electrostática	753
4.2.1 Separación magnética	753
4.2.1.1 Sistemas de separación magnética	755
4.2.1.2 Caso de estudio: Rio Tinto, Iron & Titanium, Canadá (2011)	767
4.2.1.3 Caso de estudio: Proyecto Peña Colorada, México (1971)	768
4.2.2 Separación electrostática	769
4.2.2.1 Separadores electrostáticos	771
4.2.2.2 Selección de separadores electrostáticos	777
4.2.2.3 Circuitos de separación electrostática	780
4.2.2.4 Caso de estudio: Exxaro Namakwa Sands, Sudáfrica (2011)	782
Referencias	783
4.3 Concentración por flotación	785
4.3.1 Fundamentos de la flotación de minerales	785

4.3.2 Reactivos de flotación	796
4.3.2.1 Colectores	797
4.3.2.1.1 Colectores ionizantes	802
4.3.2.1.2 Colectores no ionizantes	812
4.3.2.1.3 Colectores de minerales sulfurados	812
4.3.2.1.4 Colectores para minerales no sulfurados	819
4.3.2.2 Espumantes	822
4.3.2.3 Modificadores de pH	825
4.3.2.4 Activadores	828
4.3.2.5 Depresores	831
4.3.2.6 Dispersantes y floculantes	835
4.3.3 Preparación de la pulpa	838
4.3.4 Equipos de flotación	841
4.3.4.1 Circuitos de flotación	843
4.3.4.2 Celdas mecánicas	846
4.3.4.3 Caso de estudio: Proyecto New Afton, Canadá (2015)	865
4.3.4.4 Celdas neumáticas	869
4.3.4.5 Caso de estudio: Proyecto Red Dog, USA (2008)	882
4.3.4.6 Caso de estudio: Proyecto de Phu Kham, Laos (2012)	884
4.3.5 Cinética de flotación	887
4.3.5.1 Pruebas de laboratorio	898
4.3.6 Operación de las celdas de flotación	900
4.3.6.1 Número de celdas y capacidad	904
4.3.6.2 Recuperación en los circuitos de flotación	911
4.3.7 Prácticas en la flotación de minerales	916
4.3.7.1 Flotación de minerales sulfurados	916
4.3.7.1.1 Flotación de menas de cobre y sulfuros asociados	925
4.3.7.1.2 Flotación de menas sulfuradas de plomo y zinc	942
4.3.7.1.3 Flotación cobre - molibdeno	952
4.3.7.1.4 Caso de estudio: Operación de Chuquicamata, Chile (2007)	956
4.3.7.1.5 Caso de estudio: Operación de Kennecott, USA (2007)	956
4.3.7.1.6 Flotación cobre - zinc	956

4.3.7.1.7 Caso de estudio: Mina Goldstreams, Canadá (2007)	959
4.3.7.1.8 Flotación cobre – plomo - zinc	960
4.3.7.1.9 Flotación cobre - níquel	964
4.3.7.1.10 Caso de estudio: Mina Kevitsa, Finlandia (2016)	966
4.3.7.1.11 Flotación cobre - cobalto	968
4.3.7.1.12 Flotación de minerales auríferos	969
4.3.7.1.13 Caso de estudio: Mina Kalgoorlie, Australia (2007)	979
4.3.7.1.14 Caso de estudio: Minera Peñasquito, México (2016)	979
4.3.7.1.15 Interacciones galvánicas en la flotación de sulfuros	982
4.3.7.2 Flotación de minerales no sulfurados	984
4.3.7.2.1 Generalidades de la flotación de óxidos	989
4.3.7.2.2 Flotación de óxidos de cobre	991
4.3.7.2.3 Flotación de óxidos de plomo	994
4.3.7.2.4 Flotación de óxidos de zinc	995
4.3.7.2.5 Flotación de óxidos de estaño	996
4.3.7.2.6 Flotación de óxidos de titanio	997
4.3.7.2.7 Flotación de óxidos de hierro	999
4.3.7.3 Flotación de minerales industriales	1002
4.3.7.3.1 Flotación de menas de fosfato	1002
4.3.7.3.2 Flotación de menas de litio	1008
4.3.7.3.3 Flotación de fluorita	1011
4.3.7.3.4 Flotación de barita	1014
4.3.7.3.5 Flotación de feldespatos	1015
4.3.7.3.6 Flotación de carbón	1016
4.3.7.3.7 Caso de estudio: Glecore's Ernest Hery, Australia (2014)	1018
Ejercicios propuestos	1020
Referencias	1023
4.4 Separación sólidos - líquido	1029
4.4.1 Tanques espesadores	1033
4.4.1.1 Equipos de sedimentación	1044
4.4.1.2 Diseño de un tanque espesador	1053
4.4.1.3 Factores que influyen en la operación de sedimentación	1071

4.4.1.4 Circuitos de tanques espesadores	1072
4.4.2 Filtros	1075
4.4.2.1 Teoría de filtración	1077
4.4.2.2 Equipos de filtración	1083
4.4.2.3 Modelo del proceso de filtración	1099
4.4.2.4 Operación de un ciclo de filtración continuo	1115
4.4.2.5 Secado de la torta en los equipos de filtración	1116
4.4.2.6 Capacidad de los filtros de vacío	1123
4.4.3 Secado	1126
4.4.3.1 Mecanismo de secado	1127
4.4.3.2 Secadores industriales	1129
4.4.3.3 Selección de secadores	1136
Ejercicios propuestos	1137
Referencias	1140
4.5 Balances metalúrgicos	1142
4.5.1 Métodos de cálculo	1151
Ejercicios propuestos	1157
Referencias	1168
4.6 Modelado y simulación de procesos	1169
4.6.1 Modelado de operación metalúrgicas	1169
4.6.2 Modelo de trituración de Whiten	1172
4.6.3 Modelos matriciales y dinámicos	1174
4.6.3.1 Modelo de trituración	1180
4.6.3.2 Modelo de un molino de bolas	1181
4.6.3.3 Modelo dinámico de un molino de barras y bolas	1183
4.6.3.4 Modelo dinámicos de un molino SAG	1184
4.6.4 Simulación de procesos	1187
4.6.4.1 Caso de estudio: Simulación en JKSimMet	1190
4.6.4.2 Caso de estudio: Simulación en MODSIM	1194
4.6.4.3 Caso de estudio: JKSimFloat	1208
Referencias	1209



<b>5. Procesos hidrometalúrgicos</b>	1210
5.1 Soluciones acuosas de metales y electroquímica	1213
5.1.1 Construcción de diagramas E - pH	1219
5.1.2 Reacciones de disolución	1228
5.2 Preparación del mineral	1232
5.3 Lixiviación	1233
5.3.1 Agentes lixiviantes	1246
5.3.2 Procesos de lixiviación en un medio ácido	1249
5.3.3 Procesos de lixiviación en un medio alcalino	1257
5.3.4 Lixiviación con iones férricos y cúpricos	1264
5.3.5 Lixiviación con cianuro	1266
5.3.6 Lixiviación con cloro e hipoclorito	1272
5.3.7 Lixiviación con dicromato	1273
5.3.8 Lixiviación de óxidos	1273
5.3.9 Lixiviación de sulfuros	1276
5.4 Biolixiviación	1285
5.4.1 Mecanismo de biolixiviación	1287
5.5 Purificación de la solución PLS	1290
5.5.1 Intercambio iónico (IX)	1290
5.5.1.1 Propiedades de las IER	1292
5.5.1.2 Tipos de resinas	1293
5.5.1.3 Equilibrio y selectividad	1297
5.5.1.4 Ciclo del proceso de intercambio iónico	1299
5.5.1.5 Selección de un proceso de intercambio iónico	1300
5.5.1.6 Caso de estudio: Intercambio iónico en PGM	1301
5.5.1.7 Caso de estudio: Recuperación de uranio con IER	1302
5.5.2 Extracción por solventes (SX)	1303
5.5.2.1 Tipos de extractantes	1305
5.5.2.2 Constante de extracción	1307
5.5.2.3 Coeficiente de distribución	1309
5.5.2.4 Circuitos de extracción por solventes	1312
5.5.2.5 Factor de selectividad	1314

5.5.2.6 Caso de estudio: Extracción de cobre con SX	1316
5.5.3 Adsorción de iones con carbón activado	1318
5.5.3.1 Estructura del carbón activado	1319
5.5.3.2 Adsorción del carbón activado	1320
5.5.3.3 Desorción del carbón activado	1323
5.5.3.4 Regeneración del carbón activado	1325
5.5.3.5 Circuitos de carbón activado	1326
5.6 Procesos de recuperación de metales	1328
5.6.1 Procesos de precipitación	1329
5.6.1.1 Critalización	1329
5.6.1.2 Precipitación hidrolítica y iónica	1331
5.6.1.3 Precipitación redox	1332
5.6.2 Cementación	1334
5.6.2.1 Principio termodinámicos de la cementación	1334
5.6.2.2 Diagrama de Evans	1338
5.6.2.3 Reacciones secundarias en la cementación	1342
5.6.2.4 Caso de estudio: Proceso Merrill - Crowe	1343
5.6.3 Reducción por gases	1348
5.6.3.1 Principio termodinámico de la reducción por gases	1348
5.6.3.2 Caso de estudio: Reducción de níquel en soluciones amoniacales	1356
5.6.4 Electrometalurgia	1357
5.6.4.1 Electroobtención	1358
5.6.4.2 Electrorefinación	1360
5.6.4.3 Fundamentos de la electroobtención y electrorefinación	1362
5.6.4.4 Caso de estudio: Electroobtención de cobre	1378
5.6.4.5 Caso de estudio: Electroobtención de níquel	1379
5.6.4.6 Caso de estudio: Electroobtención de zinc	1380
5.6.4.7 Caso de estudio: Electroobtención de oro	1381
5.6.4.7 Caso de estudio: Electrorefinación de matas de níquel	1381
5.6.4.8 Caso de estudio: Electrorefinación de matas de cobre	1382
Referencias	1383

<b>6. Procesos pirometalurgicos</b>	1386
6.1 Aglomeración	1386
6.1.1 Sinterización	1387
6.1.2 Peletización	1389
6.2 Tostación	1390
6.2.1 Diagrama de Ellingham	1394
6.2.2 Agentes reductores	1398
6.2.3 Tostación de sulfuros	1400
6.3 Calcinación	1405
6.4 Fundición	1406
6.5 Conversión	1411
6.6 Refinación	1413
Referencias	1420
<b>7. Evaluación de proyectos minero metalurgicos</b>	1421
7.1 Estudios de factibilidad	1421
7.2 Enfoque de valoración de un activo	1425
7.3 Costos	1428
7.4 Estimación de costos	1432
7.4.1 Estimación de costos de inversión	1432
7.4.2 Estimación de costos operativos	1436
7.4.3 Índices de costos	1438
7.5 Fórmulas de interpes y su aplicación	1439
7.6 Análisis del flujo de efectivo	1446
7.7 Estimación de ingresos	1452
7.7.1 Punto de equilibrio en la industria minera	1454
7.7.2 Productividad en la industria minera	1457
7.7.3 Contratos de comercialización de concentrados	1460
7.8 Criterios de evaluación de un proyecto	1468
7.9 Identificación y cuantificación del riesgo financiero	1474
7.9.1 Análisis de sensibilidad	1475
7.9.2 Análisis de sensibilidad probabilístico	1479
Ejercicios propuestos	1487

Referencias	1498
<b>Conclusiones y recomendaciones</b>	1500
<b>Bibliografía</b>	1504
<b>Apéndices</b>	
<b>Apéndice A. Clasificación de minerales</b>	
A-I Minerales más comunes en la corteza terrestre	1554
A-II Menas metálicas	1558
A-III Minerales y rocas industriales	1560
A-IV Rango de tamaños efectivo de los métodos de procesamiento	1562
A-V Índices de trabajo promedio	1563
A-VI Índices de abrasión promedio	1564
A-VII Índices de trabajo de impacto promedio	1565
<b>Apéndice B. Circuitos de trituración y molienda</b>	
B-I Dimensiones de molinos de bolas	1566
B-II Dimensiones de molinos de barras	1567
B-III Dimensiones de molinos AG/SAG	1568
B-IV Gráfico del volumen de carga en molinos	1569
B-V Datos de bolas de molienda	1570
B-VI Carga de equilibrio de Nordberg	1571
B-VII Series estándares de cribas	1572
B-VIII Equivalencia de la serie de tamices U.S. A.S.T.M – E -11-16	1573
B-IX Gráficos de corrección de cirbas Allis - Chalmers	1574
B-X Tamaños de cribas industriales	1578
B-XI Tamaños del ápex y capacidad óptima	1579
B-XII Tamaño del ápex Krebs Engineers	1580
B-XIII Diámetro del hidrociclón contra $D_{50}$	1581
B-XIV Factores de corrección del $D_{50}C$	1582
B-XV Tabla de rendimiento de hidrociclones Krebs Engineers	1584
B-XVI Métodos para la construcción de pilas	1585
B-XVII Diseño típicos de tolvas	1586
B-XVIII Configuraciones de bandas transportadoras	1587
B-XIX Secciones transversales de tres rodillos	1589

B-XX Ángulo máximo de inclinación	1591
B-XXI Combinaciones de accionamiento simple y doble	1596
B-XXII Valores de rugosidad en tuberías	1599
B-XXIII Factores de fricción en tuberías de acero	1600
B-XXIV Diagrama de Moody	1601
B-XXV Coeficiente de pérdida $K_L$	1602
B-XXVI Longitudes equivalente en tuberías rectas	1604
B-XXVII Curva característica bombas SRL de Denver	1605
B-XXVIII Curvas características de bombas Warman	1607
B-XXIX Columna de agua y cabeza de presión de vapor en metros	1608
<b>Apéndice C. Operaciones de Beneficio</b>	
C-I Gravedad específica de diferentes minerales	1609
C-II Especificaciones Jigs Denver Harz y Denver selective	1610
C-III Susceptibilidad magnética y eléctrica de diversos minerales	1611
C-IV Intensidad magnética de separación de algunos minerales	1613
C-V Características de los separadores electrostáticos	1614
C-VI Potencial zeta de algunos minerales sulfurados	1615
C-VII Punto de carga cero y punto isoelectrico	1616
C-VIII Estructura de los colectores oxhidrilo	1617
C-IX Estructura de los colectores sulfhidrilo	1618
C-X Estructura de los colectores catiónicos	1619
C-XI Acción de los diferentes reactivos de flotación	1620
C-XII Flujo de la pulpa en diferentes celdas de flotación	1621
C-XIII Celdas de flotación Denver Sub - A	1622
C-XIV Celdas de flotación Denver D-R	1623
C-XV Celdas de flotación Wemco	1624
C-XVI Celdas de flotación Dorr - Oliver	1625
C-XVII Celdas de flotación RCD y D-R Metso Minerals	1626
C-XVIII Celdas de flotación OK-R, OK-U y TankCell	1627
C-XIX Celdas de flotación Agitair	1628
C-XX Celdas de flotación Maxwell	1629

**Apéndice D. Procesos Hidrometalúrgicos y Pirometalúrgicos**

D-I Operaciones de una unidad hidrometalúrgica	1630
D-II Potenciales estándares de reducción	1631
D-III Datos de energía libre	1632
D-IV Procesos de electroobtención	1637
D-V Diagrama de Ellingham para diferentes óxidos	1638
D-VI Diagrama de Ellingham para diferentes sulfuros	1639

**Apéndice E. Evaluación Económicas**

E-I Índice Marshall & Swift	1640
-----------------------------	------

**Apéndice F. Material Digital**

F-I Descarga Material Digital	1641
-------------------------------	------

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Operaciones metalúrgicas en el procesamiento de minerales	5
Figura 2.3-1 Equipo del índice de abrasión por contacto directo	21
Figura 2.3-2 Aparato de abrasividad de roca (RAA -100)	21
Figura 3.1 Micrografías del tamaño de grano de un mineral polimetálico	29
Figura 3.2 Electrum y acantita encerrada en otras fases minerales	29
Figura 3.3 Tamaño efectivo de los métodos de concentración	30
Figura 3.1-1 Prueba del péndulo	35
Figura 3.4-1 Esquema de una trituradora de quijada	57
Figura 3.4-2 Tipos de trituradoras de quijada	57
Figura 3.4-3 Trituradoras de quijada de articulación simple	58
Figura 3.4-4 Trituradoras de quijada de doble articulación	58
Figura 3.4-5 Movimiento de las trituradoras de quijada	59
Figura 3.4-6 Factores de dimensionamiento de las trituradoras de quijada	60
Figura 3.4-7 Sistema de accionamiento.	62
Figura 3.4-8 Componentes de una trituradora de quijada de articulación simple	63
Figura 3.4-9 Componentes de una trituradora de doble articulación	64
Figura 3.4-10 Capacidad estándar de las trituradoras Blake	69
Figura 3.4-11 Modelo lineal propuesto por Taggart	70
Figura 3.4-12 Gráfico lineal de la alimentación de una trituradora de quijada.	71
Figura 3.4-13 Abertura entre placas método de Rose & English	74
Figura 3.4-14 Relación de la frecuencia y capacidad	76
Figura 3.4-15 Relación en la funciones $f(P_k)$ y $f(\beta)$	77
Figura 3.4-16 Esquema de las trituradoras de quijada de Broman	78
Figura 3.4-17 Relación entre la carrera y la velocidad crítica ( $R=12$ ).	80
Figura 3.4-18 Relación entre la relación de trituración y velocidad crítica ( $LT = 0.05$ m)	80
Figura 3.4-19 Esquema del funcionamiento de una trituradora giratoria	86
Figura 3.4-20 Componentes principales de una trituradora giratoria	87
Figura 3.4-21 Mecanismos de accionamiento	88
Figura 3.4-22 Partes centrales de las trituradoras giratorias.	89
Figura 3.4-23 Coraza de la trituradora giratoria	90
Figura 3.4-24 Componentes generales de una trituradora giratoria	90
Figura 3.4-25 Arreglos de las estructuras de araña	91
Figura 3.4-26 Componentes del eje principal	92

Figura 3.4-27 Lubricación de los cojinetes de la areña	93
Figura 3.4-28 Lubricación de los engranajes de la excéntrica y el piñon	93
Figura 3.4-29 Lubricación externa	94
Figura 3.4-30 Lubricación por recirculación de aceite	95
Figura 3.4-31 Sistema de lubricación directo	95
Figura 3.4-32 Carrera de la trituradora giratoria	96
Figura 3.4-33 Cámara de trituración cóncava recta	96
Figura 3.4-34 Cámara con cóncavos especiales	97
Figura 3.4 -35 Diagrama de funcionamiento de una trituradora giratoria	98
Figura 3.4-36 Relación de la capacidad con la excéntrica y la velocidad	103
Figura 3.4-37 Esquema de la carrera de una trituradora giratoria	108
Figura 3.4-38 Instalaciones de una trituradora giratoria	113
Figura 3.4-39 Nave industrial de una trituradora de quijada	113
Figura 3.4-40 Comparación de la abertura de alimentación de las trituradoras primarias	114
Figura 3.4-41 Instalaciones de una trituradora primaria interior mina	115
Figura 3.5-1 Circuito de trituración con dos etapas	119
Figura 3.5-2 Circuito de trituración con tres etapas	120
Figura 3.5-3 Circuito de trituración y equipos auxiliares	121
Figura 3.5-4 Diferencia entre las trituradoras de cono y trituradoras giratorias	122
Figura 3.5-5 Sección transversal de una trituradora de cono	123
Figura 3.5-6 Tipos de construcciones de las trituradoras de cono	124
Figura 3.5-7 Zona paralela de las trituradoras de cono	124
Figura 3.5-8 Procesos de trituración en la cámara de una trituradora de cono	125
Figura 3.5-9 Diferencias en la zona paralela	127
Figura 3.5-10 Trituradoras de cono secundaria y terciaria	128
Figura 3.5-11 Sección transversal de una Gyradisc	128
Figura 3.5-12 Componentes del conjunto de la excéntrica	129
Figura 3.5-13 Componentes de una trituradora de cono	130
Figura 3.5-14 Sección de una trituradora de cono	131
Figura 3.5-15 Abertura de alimentación con sección cerrada y abierta	132
Figura 3.5-16 Cámara de trituración para gruesos	133
Figura 3.5-17 Cámara de trituración para medios.	133
Figura 3.5-18 Cámara de trituración para finos	133
Figura 3.5-19 Sello anti polvo en las trituradoras de cono	134



Figura 3.5-20 Conjunto de la excéntrica	135
Figura 3.5-21 Cojinetes de una trituradora de cono	135
Figura 3.5-22 Distribución en la alimentación de las trituradoras de cono	136
Figura 3.5-23 Carcasa de la trituradora de cono	137
Figura 3.5-24 Sistema de alivio de resortes	138
Figura 3.5-25 Funcionamiento del control hidráulico	138
Figura 3.5-26 Sistema de lubricación en las trituradoras de cono	139
Figura 3.5-27 Esquema de una trituradora Gyradisc	140
Figura 3.5-28 Componentes de una trituradora de cono Gyradisc	141
Figura 3.5-29 Abertura de alimentación sección abierta y sección cerrada	147
Figura 3.5-30 Curvas de productos de una cámara de gruesos	150
Figura 3.5-31 Curvas de productos de una cámara de medios	151
Figura 3.5-32 Curvas de productos de una cámara de finos	152
Figura 3.5-33 Variables de la cámara de trituración	155
Figura 3.5-34 Componentes de una trituradora de doble rodillo	159
Figura 3.5-35 Tipos de trituradoras de rodillos	160
Figura 3.5-36 Trituradoras de triple rodillo y cuádruple rodillo	161
Figura 3.5-37 Construcción de las unidades HPGR	161
Figura 3.5-38 Etapas de trituración de una unidad HPGR	162
Figura 3.5-39 Superficies dentadas de las trituradoras de rodillo	163
Figura 3.5-40 Ajuste hidráulico de las trituradoras simples	166
Figura 3.5-41 Protección de las correas y engranes	166
Figura 3.5-42 Sistema de accionamiento de dos motores	167
Figura 3.5-43 Diagrama de la trituración de una partícula entre rodillos	168
Figura 3.5-44 Análisis gráfico para la determinación del ángulo de pellizco	169
Figura 3.5-45 Análisis gráfico para determinar el coeficiente de fricción	171
Figura 3.5-46 Radio de rodillos para diferentes tamaños de alimentación	172
Figura 3.5-47 Mecanismo de trituración de las unidades HPGR	176
Figura 3.5-48 Componentes de las unidades HPGR	177
Figura 3.5-49 Construcción de los rodillos en una unidad HPGR	178
Figura 3.5-50 Tipos de superficies de los rodillos de una unidad HPGR	178
Figura 3.5-51 Ángulos de compresión y pellizco en una unidad HPGR	181
Figura 3.5-52 Zona de alta presión en una unidad HPGR	182
Figura 3.5-53 Fuerzas que actúan en las unidades HPGR	183

Figura 3.5-54 Comparación del rendimiento de una unidad HPGR	185
Figura 3.5-55 Principio del diseño de una trituradora ERC	186
Figura 3.5-56 Componentes de la trituradora de rodillo excéntrico	187
Figura 3.5-57 Trituradoras de impacto convencionales	192
Figura 3.5-58 Componentes de un molino de martillos	193
Figura 3.5-59 Componentes de un molino de impacto rotatorio	193
Figura 3.5-60 Cámaras de un molino de impacto rotatorio	194
Figura 3.5-61 Mecanismo de trituración de los equipos VSI	195
Figura 3.5-62 Simulación de una trituradora de martillo	197
Figura 3.5-63 Barras y yunques de un molino de martillos de cabeza en “T”	198
Figura 3.5-64 Desgaste de los martillos fijos y su ajuste	199
Figura 3.5-65 Equipo HSI secundario	204
Figura 3.5-66 Equipo HSI terciaria	204
Figura 3.5-67 Equipo HSI reversible	205
Figura 3.5-68 Componentes de una trituradora de impacto de eje vertical	206
Figura 3.5-69 Configuración de los equipos VSI	206
Figura 3.5-70 Componentes de un trituradora VSI Canica	207
Figura 3.5-71 Configuraciones de las VSI Canica	207
Figura 3.5-72 Opciones de configuración trituradoras VSI Canica	208
Figura 3.5-73 Funcionamiento de una trituradoras Bradford	214
Figura 3.6-1 Selección de una trituradora en función de su capacidad	228
Figura 3.6-2 Selección de una trituradora de acuerdo al tamaño de alimentación	228
Figura 3.6-3 Selección de una trituradoras de acuerdo al tamaño del producto	228
Figura 3.6-4 Selección de una trituradora en función de la resistencia a compresión	229
Figura 3.6-5 Selección de una trituradora en función del índice de abrasión	229
Figura 3.6-6 Curvas granulométricas de la alimentación y del producto con el modelo MP800	236
Figura 3.6-7 Curvas granulométricas de la alimentación y del producto con el modelo MP700	237
Figura 3.7-1 Movimiento de la carga en un molino de tambor	246
Figura 3.7-2 Patrón de movimiento de la carga de un molino de tambor	247
Figura 3.7-3 Fuerzas que actúan sobre el medio de molienda	248
Figura 3.7-4 Rango de tamaño de partícula bajo el cual operan los equipos de molienda	250
Figura 3.7-5 Carga de un molino de bolas	251
Figura 3.7-6 Carga de un molino de barras	253
Figura 3.7-7 Componentes principales de un TowerMill	257

Figura 3.7-8 Circuito de un TowerMill	258
Figura 3.7-9 Circuito AG incorporando un ToweMill	258
Figura 3.7-10 Construcción de un molino SMD	260
Figura 3.7-11 Circuito abierto de los equipos SMD	261
Figura 3.7-12 Mecanismo de molienda de un IsaMill	262
Figura 3.7-13 Circuito de la mina Kumtor donde se instaló el equipo IsaMill	263
Figura 3.7-14 Componentes de un HIGmill	264
Figura 3.7-15 Acción de molienda de un HIGmill	264
Figura 3.7-16 Circuito básico de un HIGmill	265
Figura 3.7-17 Vista de un equipo VXPmill	266
Figura 3.7-18 Mecanismo de molienda de un VXPmill	267
Figura 3.7-19 Principio de molienda de un equipo VRM	268
Figura 3.7-20 Componentes de un equipo VRM	269
Figura 3.7-21 Circuito Loesche clasificación neumática	270
Figura 3.7-22 Circuito Loesche clasificación mecánica	270
Figura 3.7-23 Mecanismo de molienda de un equipo Horomill	271
Figura 3.7-24 Circuito de trituración y molienda de Cerro Verde	273
Figura 3.7-25 Molienda terciaria/Circuito Vertimill	274
Figura 3.7-26 Circuito molino de bolas de una etapa	276
Figura 3.7-27 Circuito molino de barras/molino de bolas	276
Figura 3.7-28 Circuito de molienda SABC - A	277
Figura 3.7-29 Circuito de molienda SABC - B	277
Figura 3.7-30 Circuito de trituración secundaria / SABC	278
Figura 3.7-31 Circuito de molienda AG/SAG de una etapa	279
Figura 3.7-32 Circuito de molienda ABC	280
Figura 3.7-33 Circuito de molino de barras/bolas	282
Figura 3.7-34 Circuito de molino de bolas de una etapa	282
Figura 3.7-35 Circuito de pre – molienda de una unidad HPGR	283
Figura 3.7-36 Circuito de molienda de Cadia	284
Figura 3.7-37 Circuito de molienda de magnetita de Northland	285
Figura 3.7-38 Carcasa y cabezales de un molino de tambor	286
Figura 3.7-39 Muñón y chumacera de un molino de tambor	286
Figura 3.7-40 Conjunto de piñón y corona en un molino de tambor	288
Figura 3.7-41 Revestimiento de la carcasa	289

Figura 3.7-42 Revestimientos de la carcasa y elevadores de pulpa de cabezal de descarga	290
Figura 3.7-43 Revestimiento de los cabezales	290
Figura 3.7-44 Perfiles de los revestimientos	291
Figura 3.7-45 Alimentadores de molinos	292
Figura 3.7-46 Diagrama de la parrilla de descarga en un molino de tambor	293
Figura 3.7-47 Diseo de una parrilla de descarga en un molino piloto	293
Figura 3.7-48 Diseo de los elevadores de pulpa radial, espiral y curvo	294
Figura 3.7-49 Descarga de un molino con Trommel	294
Figura 3.7-50 Revestimiento de rejilla	299
Figura 3.7-51 Revestimientos de caucho	299
Figura 3.7-52 Revestimientos compuestos	300
Figura 3.7-53 Revestimientos magnéticos	300
Figura 3.7-54 Etpas de la carga de sólidos en los elevadores de pulpa	301
Figura 3.7-55 Puntos de acumulación en la descarga	302
Figura 3.7-56 Zonas de las descargas de los elevadores de pulpa	302
Figura 3.7-57 Modelado de los eleavadores mediante DEM	306
Figura 3.8-1 Tipos de molinos de bolas en función de su método de descarga	311
Figura 3.8-2 Perfil de los revestimientos de la carcasa de un molino de bolas	314
Figura 3.8- 3 Nomograma para determinar la altura de la carga	316
Figura 3.8- 4 Diagrama de la altura de la carga propuesta por Morrell	318
Figura 3.8- 5 Relación entre el volumen de la carga de bolas y la altura de la carga	320
Figura 3.8-6 Estimación del centro de gravedad para una carga de bolas	320
Figura 3.8- 7 Localización del centro de gravedad de un molino	342
Figura 3.8- 8 Factor “A” en función del diámetro del molino	343
Figura 3.8- 9 Factor “B” en función del tipo de molino y carga	343
Figura 3.8- 10 Factor “C” en funcion de la velocidad del molino	344
Figura 3.8- 11 Esquma de un molino de bolas	346
Figura 3.8- 12 Posición de las bolas, sólidos y pulpa en un molino de bolas de desborde	347
Figura 3.8- 13 Cálculo de la altura de la bola	348
Figura 3.9- 1 Perfil de un revestimiento de onda simple	352
Figura 3.9-2 Relación del diámetro del molino y capacidad de los molinos de barras	356
Figura 3.9-3 Relación de la longitud del molino y capacidad de los molinos de barras	357
Figura 3.9-4 Relación entre la relación de reducción y la capacidad de los molinos de barras	357
Figura 3.9-5 Gráfico de potencial de molinos de barras	361

Figura 3.9-6 Cálculo de la velocidad de un molino de barras	363
Figura 3.10-1 Molinos de extremos cuadrados y de relación alta	378
Figura 3.10-2 Elavadores del molino SAG de Yanacocha	380
Figura 3.10-3 Dimensiones de un molino SAG de extremos cónicos	381
Figura 3.10-4 Movimiento de la carga en un molino	389
Figura 3.10-5 Relación de la carga del molino y la potencia relativa del molino con dos $J_B$	391
Figura 3.10-6 Primer diseño de revestimientos de Yanacocha	404
Figura 3.10-7 Segundo diseño de revestimientos de Yanacocha	404
Figura 3.10-8 Diseño de las lanas del molino SAG	408
Figura 3.11-1 Rango de efectividad para diferentes equipos de separación por tamaños	414
Figura 3.11-2 Criba vibratoria de dos camas	417
Figura 3.11-3 Cribas vibratoria de tres escalones	418
Figura 3.11-4 Criba Sieve Bend en operación	419
Figura 3.11-5 Criba horizontal vibratoria	419
Figura 3.11-6 Criba de deshidratación vibratoria	420
Figura 3.11-7 Criba tipo banana	421
Figura 3.11-8 Unidad Mogensen Sizer	422
Figura 3.11-9 Unidad Stack Sizer	423
Figura 3.11-10 Cribas de rodillos	425
Figura 3.11-11 Cribas centrífugas	425
Figura 3.11-12 Balance de masa de una criba	429
Figura 3.11-13 Tejedo metálicos cuadrados y rectangulares	438
Figura 3.11-14 Diseño básicos de malla	439
Figura 3.11-15 Engarzado de una malla metálica	440
Figura 3.11-16 Bordes básicos de una malla	440
Figura 3.11-17 Bordes básicos de una malla	441
Figura 3.11-18 Estimación del tamaño de abertura	444
Figura 3.11-19 Formas de las aberturas de una placa perforada	444
Figura 3.11- 20 Placa perforada orificios circulares escalonados 45°	445
Figura 3.11-21 Placa perforada circular escalonados a 60°	446
Figura 3.11-22 Placa perforada rectangular escalonada	446
Figura 3.11-23 Placa perforada ranurada transversal escalonada	446
Figura 3.11-24 Cribas de barras en V	447
Figura 3.11-25 Sección transversales de barras	448

Figura 3.11-26 Construcción de una criba de barras	448
Figura 3.11-27 Correlación del factor de la capacidad base	452
Figura 3.11-28 Correlación del factor del material grueso	453
Figura 3.11-29 Correlación del factor del material fino	454
Figura 3.11-30 Relación del valor de R y el factor de eficiencia	458
Figura 3.11-31 Relación entre el tamaño de separación y ancho de la abertura	460
Figura 3.11-32 Relación del ancho de abertura y capacidad	461
Figura 3.11-33 Circuito modificado en Minera Saucito	464
Figura 3.11-34 Componentes de un hidrociclón	470
Figura 3.11-35 Circuitos de molienda	471
Figura 3.11-36 Fuerzas que actúan en las partículas en el hidrociclón	472
Figura 3.11-37 Regiones de distribución de tamaño dentro de un hidrociclón	473
Figura 3.11-38 Conjunto de molino - clasificador	483
Figura 3.11-39 Geometría de un hidrociclón	485
Figura 3.11-40 Relación entre el diámetro del hidrociclón y el tubo de alimentación	486
Figura 3.11-41 Relación entre el diámetro del hidrociclón y del vortex	486
Figura 3.11- 42 Relación del diámetro del ápex y el flujo de la pulpa	489
Figura 3.11- 43 Relación del diámetro del ápex y tonelaje del hidrociclón	491
Figura 3.11- 44 Relación entre el tonelaje de alimentación y tamaño del hidrociclón	492
Figura 3.11- 45 Relación del diámetro del hidrociclón y el tamaño de corte	494
Figura 3.11- 46 Fenómeno de cuerda en la descarga de un hidrociclón	497
Figura 3.11- 47 Capacidad de un hidrociclón para varios diámetros	499
Figura 3.11- 48 Factor de corrección para diferentes contenidos de sólidos	500
Figura 3.11- 49 Factor de corrección par diferentes presiones de entrada	500
Figura 3.11-50 Capacidad estándar de hidrociclones Krebs	502
Figura 3.11-51 Zonas de los clasificadores mecánicos	512
Figura 3.11-52 Clasificador de espiral	513
Figura 3.11-53 Clasificador de rastrillo	514
Figura 3.11-54 Tazón clasificador	515
Figura 3.11-55 Relación del número de Reynolds y $V_T/v$	516
Figura 3.11-56 Relación entre el número de Reynolds y la función $f(Re, P_s)$	519
Figura Ejemplo 3.11.11-1 Curva de partición del proceso de cribado	522
Figura 3.11-57 Curvas de partición corregida	525
Figura 3.11-58 Curva de rendimiento ideal	525

Figura 3.11-59 Desviación de separación	526
Figura Ejemplo 3.11.13-1 Campaña de muestreo de un circuito de molienda	528
Figura Ejemplo 3.11.13 -2 Datos del muestreo y regresión lineal	530
Figura 3.11-60 Curva Tromp y curva corregida ejemplo 3.11.13	532
Figura 3.12-1 Circuito SAB	543
Figura 3.12-2 Circuito SABC	543
Figura 3.12-3 Circuito SABC con pre-trituración	544
Figura 3.12-4 Circuito SABC con HPGR	544
Figura 3.12-5 Circuito de Boddington	544
Figura 3.12-6 Circuito de Cerro Verde	545
Figura 3.12-7 Circuito propuesto para minerales con arcilla	545
Figura 3.12-8 Rango de aplicación de diferentes equipos de trituración y molienda	547
Figura 3.12-9 Circuito de molienda barras/bolas	552
Figura 3.12-10 Circuito de molienda barra/bolas de bloques y ánodos	553
Figura 3.12-11 Modelo de trituración y molienda	554
Figura 3.12-12 Sección uno circuito de trituración y molienda	557
Figura 3.12-13 Sección del método iterativo	561
Figura 3.12-14 Circuitos abiertos con una etapa de trituración primaria y secundaria	564
Figura 3.12-15 Circuito cerrado de trituración	565
Figura 3.12-16 Circuito cerrado de trituración con una eficiencia de cribado de 90 %	567
Figura 3.12-17 Circuito de molienda abierto	568
Figura 3.12-18 Circuito de molienda cerrado	568
Figura 3.13-1 Patrones de flujo en tolvas	585
Figura 3.13-2 Corte transversal de un stockpile cónico	590
Figura 3.13-3 Esquema de un stockpile alargado	591
Figura 3.13-4 Línea troncal de un stockpile	591
Figura 3.13-5 Esquema de un stockpile radial	592
Figura 3.13-6 Geometría de un stockpile radial	593
Figura 3.13-7 Segregación de una pila cónica con un punto de recuperación	595
Figura 3.13-8 Distribución de tamaño en la carga viva	596
Figura 3.13-9 Segregación de stockpiles múltiples	596
Figura 3.13-10 Segregación de un stockpile con múltiples puntos de extracción	597
Figura 3.13-11 Esfuerzo en un sólidos a granel en un contenedor	601
Figura 3.13-12 Fuerzas en equilibrio en un sólido a granel	602

Figura 3.13-13 Distribución cualitativas del esfuerzo normal y el esfuerzo vertical en una tolva	603
Figura 3.13-14 Ratholing en un flujo en embudo	606
Figura 3.13-15 Tolvas para un flujo en masa	614
Figura 3.13-16 Diagrama de flujo en masa de una tolva cónica	615
Figura 3.13-17 Diagrama de flujo en masa de una tolva con fondo piramidal	615
Figura 3.13-18 Tolvas para un flujo en embudo	616
Figura 3.13-19 Tolvas para un flujo expandido	617
Figura 3.13-20 Función del ángulo cinemático de la pared de la tolva	619
Figura 3.13-21 Cartas de factores de flujo para tolvas cónicas – flujo másico	620
Figura 3.13-22 Cartas de factores de flujo de una tolva de fondo piramidal y flujo másico	620
Figura 3.13-23 Esfuerzo sobre el arco de material y presión que se ejerce para su flujo	621
Figura 3.13-24 Función del ángulo de fricción estático	622
Figura 3.13-25 Interacción de la carga de la tolva en un alimentador	623
Figura 3.13-26 Sección de un alimentador de banda	623
Figura 3.13-27 Sección de un alimentador de placas	625
Figura 3.13-28 Sección de un alimentador vibratorio	625
Figura 3.13-29 Capacidad de alimentadores vibratorios	626
Figura 3.13-30 Sección de una banda transportadora	630
Figura 3.13-31 Dimensiones de una banda transportadora	631
Figura 3.13-32 Componentes de una banda transportadora	633
Figura 3.13-33 Arreglos de los rodillos de soporte	633
Figura 3.13-34 Diseño del arreglo de tres rodillos	634
Figura 3.13-35 Rodillos de impacto	634
Figura 3.13-36 Poleas con relieve y lisas	635
Figura 3.13-37 Diseño de bandas transportadoras	636
Figura 3.13-38 Tensión de la banda transportadora por contrapesos	637
Figura 3.13-39 Sección transversal de la carga en un arreglo de tres rodillos	640
Figura 3.13- 40 Sección transversal de la carga en un perfil triangular	641
Figura 3.13- 41 Ancho de banda para un determinado tamaño de partícula	644
Figura 3.13-42 Tensiones en una polea de transmisión	646
Figura 3.13-43 Principio de construcción de una bomba recíproca	654
Figura 3.13-44 Bombas de doble tiempo	655
Figura 3.13-45 Componentes de una bomba centrífuga	655
Figura 3.13-46 Impulsor cerrado y abierto	656



Figura 3.13-47 Aplicaciones de las bombas centrífugas dependiendo de la línea de succión	656
Figura 3.13-48 Representación de la elevación estática	660
Figura 3.13-49 Eficiencia en una curva característica	672
Figura 3.13-50 Curva características de una bomba cetrífuga	673
Figura 3.13-51 Curva característica de una Bomba Denver SRL 8X6-C	674
Figura 3.13-52 Configuración de las bombas	676
Figura 3.13-53 Comportamiento del flujo de una pulpa	683
Figura 3.13-54 Nomograma de Wilson	684
Figura 3.13-55 Factor de velocidad de sedimentación límite	685
Figura 3.13-56 Factor de velocidad de sedimentación modificado	685
Figura 4.1-1 Componentes de un jig	704
Figura 4.1-2 Componentes de un Harz Jig	706
Figura 4.1-3 Ciclo de un Denver Mineral Jig	707
Figura 4.1-4 Componentes de un Baum Jig	707
Figura 4.1-5 Componentes de un Jig Batac	708
Figura 4.1-6 Esquemas de un Romjig	709
Figura 4.1-7 Esquema de un Apic Jig	709
Figura 4.1-8 Esquema de un Pan American Jig	710
Figura 4.1-9 Esquema de un Alljig	710
Figura 4.1-10 In – line pressure jig	711
Figura 4.1-11 Estructura de una esclusa	713
Figura 4.1- 12 Componentes de un Cono Reichert	714
Figura 4.1-13 Mecanismo del Cono Reichert	714
Figura 4.1-14 Diagrama de flujo de un cono doble	715
Figura 4.1-15 Flujo de un concentrador de espiral	717
Figura 4.1-16 Sistema de lavado y separación	717
Figura 4.1-17 Esquema de espirales dobles	718
Figura 4.1-18 Operación de una mesa Wilfley	719
Figura 4.1-19 Patrones de rifles en mesas Wilfley	720
Figura 4.1-20 Diagrama de una mesa Gemeni	722
Figura 4.1-21 Concentrador Falcon SB	723
Figura 4.1-22 Concentrador Falcon C	724
Figura 4.1-23 Concentrador Falcon UF	724
Figura 4.1-24 Concentrador Knelson	725

Figura 4.1-25 Concentrador Knelson CVD	726
Figura 4.1-26 Componentes de un Jig centrífugo Kesley	727
Figura 4.1-27 Funcionamiento de un Jig centrífugo Kesley	727
Figura 4.1-28 Funcionamiento del concentrador iCON	728
Figura 4.1-29 Componentes del separador Gekko In – line spinner	729
Figura 4.1-30 Funcionamiento de un equipos MGS	730
Figura 4.1-31 Funcionamiento de Allair	731
Figura 4.1-32 Funcionamiento del Allflux	732
Figura 4.1-33 Circuito genérico DMS	734
Figura 4.1-34 Circuito DMS para el lavado de carbón	735
Figura 4.1-35 Funcionamiento de un tambor Wemco	736
Figura 4.1-36 Esquema del tambor separado	737
Figura 4.1-37 Esquema del tambor	737
Figura 4.1-38 Separador rectangular	738
Figura 4.1-39 Hidrociclones de medio denso	738
Figura 4.1-40 Funcionamiento Larcodems	739
Figura 4.1-41 Funcionamiento Separador Dyna	739
Figura 4.1-42 Funcionamiento Separador Tri -Flo	740
Figura 4.1-43 Funcionamiento de un hidrociclón de tres productos	740
Figura 4.1-44 Hidrociclones solo agua	741
Figura 4.1-45 Rango de alimentación para diversos concentradores gravimétricos y DMS	744
Figura 4.1-46 Rango de capacidades de los concentradores gravimétricos	745
Figura 4.1-47 Aplicabilidad de los diferentes concentradores gravimétrico y DMS	746
Figura 4.1-48 Circuito en serie de concentradores gravimétricos	747
Figura 4.1-49 Circuito paralelo de concentradores gravimétricos	747
Figura 4.1-50 Concentración de oro en los circuitos de molienda	749
Figura 4.1-51 Circuito propuesto por Boliden Mineral AB	749
Figura 4.1-52 Circuito típico de un concentrador Knelson	750
Figura 4.2-1 Posiciones de los separadores magnéticos suspendidos	757
Figura 4.2-2 Posición de los separadores de autolimpieza	757
Figura 4.2-3 Componentes de un imán de muñon	758
Figura 4.2-4 Instalación de un imán de polea	758
Figura 4.2-5 Alimentaodr de un separador magnético seco de tambor	760
Figura 4.2-6 Separadores de tambor concurrente	761

Figura 4.2-7 Separadores de tambor contra rotación	761
Figura 4.2-8 Separadores de tambor contre corriente	762
Figura 4.2-9 Circuitos de separadores de tambor	763
Figura 4.2-10 Esquema de un separador magnético de rodillo inducido	764
Figura 4.2-11 Esquema de un separador WHIMS	765
Figura 4.2-12 Esquema de un separador HGMS	766
Figura 4.2-13 Circuito de separación de Rio Tinto	767
Figura 4.2-14 Componentes de un separador HTR	772
Figura 4.2-15 Variables del electrodo secundario de un separador HTR	773
Figura 4.2-16 Esquema de un separador EPS	774
Figura 4.2-17 Esquema de un separador Tribostático	775
Figura 4.2-18 Separación de las partículas cargadas	776
Figura 4.2-19 Separador de banda	776
Figura 4.2-20 Circuito base de separación electrostática	781
Figura 4.2-21 Circuito base de separación electrostática mixto	781
Figura 4.2-22 Circuito generalizado de Exxaro Namakwa	782
Figura 4.3-1 Principio de la celda de flotación	787
Figura 4.3-2 Representación del ángulo de contacto	788
Figura 4.3-3 Esquema de la doble capa eléctrica y caída de potencial	792
Figura 4.3-4 Grupos elementales en los reactivos de flotación	797
Figura 4.3-5 Adsorción de un colector en la superficie mineral	798
Figura 4.3-6 Estructura del grupo polar de un colector	798
Figura 4.3-7 Estructura del grupo funcional químico en un colector	799
Figura 4.3-8 Grupo funcional de un colector	801
Figura 4.3-9 Estructur de los colectores catiónicos y aniónicos	802
Figura 4.3-10 Estructura general de los colectores carboxilatos	803
Figura 4.3-11 Estructura general de los colectores alcanosulfonatos	804
Figura 4.3-12 Estructura general de un colector sulfonato	804
Figura 4.3-13 Estrucutr general de un colector hidroxamato	804
Figura 4.3-14 Forma de equilibrio del ácido hidroxámico	804
Figura 4.3-15 Enlace de un agente quelante	805
Figura 4.3-16 Estrucutra de un colector sulfosuccinamato	805
Figura 4.3-17 Estructura de un ácido fosfónico	806
Figura 4.3-18 Estructura de un ácido fosfónico	806

Figura 4.3-19 Estructura de los mercaptanos	807
Figura 4.3-20 Estructura de un colector xantato	807
Figura 4.3-21 Reacción de intercambio iónico de los xantato	807
Figura 4.3-22 Estructura general de los ditiofosfatos	808
Figura 4.3-23 Reacciones de los ditiofosfatos	808
Figura 4.3-24 Estructura de los tiocarbamatos	809
Figura 4.3-25 Estructura del compuesto tiourea	809
Figura 4.3-26 Estructura del Mercapto - Benzotiazol	809
Figura 4.3-27 Estructuras de las aminas	811
Figura 4.3-28 Estructuras del etil xantato de sodio	813
Figura 4.3-29 Compuesto de xantato metálico	813
Figura 4.3-30 Estructura del compuesto metálico de Aeroflot	815
Figura 4.3-31 Compuesto metálico de un ditiocarbamato	815
Figura 4.3-32 Estructura de un disulfuro	816
Figura 4.3-33 Diagrama del sistema galena – xantato - oxígeno	817
Figura 4.3-34 Diagrama de potencial	818
Figura 4.3-35 Resultado de adsorción entre el xantato y galena	818
Figura 4.3-36 Mecanismo de adsorción del ácido hidróxilico	820
Figura 4.3-37 Orientación de un espumante	823
Figura 4.3-38 Estructura de los polímeros orgánicos	835
Figura 4.3-39 Esquema de flotación selectiva	840
Figura 4.3-40 Circuito primario - agotativo	844
Figura 4.3-41 Circuito primario – agotativo - limpia	845
Figura 4.3-42 Circuito primario – agotativo – limpia con dos etapas	845
Figura 4.3-43 Circuito con múltiples etapas de limpia	846
Figura 4.3-44 Componentes de un celda mecánica	847
Figura 4.3-45 Zonas hidrodinámicas principales de una celda mecánica	848
Figura 4.3-46 Patrón de flujo de una celda Wemco	849
Figura 4.3-47 Sección de una celda mecánica	850
Figura 4.3-48 Difusores	851
Figura 4.3-49 Componentes de un celda Denver Sub A	852
Figura 4.3-50 Componentes de una celda Denver D-R	853
Figura 4.3-51 Esquema de una celda Eriez Stack Cells	853
Figura 4.3-52 Patrón de flujo con el difusor Wemco 1 + 1	854

Figura 4.3-53 Esquema de una celda Dorr - Oliver	855
Figura 4.3-54 Celdas Wemco y Dorr - Oliver	855
Figura 4.3-55 Celda RCS Metso	856
Figura 4.3-56 Celda DR Metso	856
Figura 4.3-57 Impulsor OK	857
Figura 4.3-58 Patrón de flujo de un Rotor FloarForce	858
Figura 4.3-59 Diseño de un TankCell	859
Figura 4.3-60 Esquema de un reactor de flotación por etapas	861
Figura 4.3-61 Instalaciones de un reactor de flotación por etapas	862
Figura 4.3-62 Localización de una celda de flotación Flash	863
Figura 4.3-63 Operación de una flotación Flash	864
Figura 4.3-64 Celda Skim Air	865
Figura 4.3-65 Circuito de New Afton	867
Figura 4.3-66 Esquema de una columna de flotación	870
Figura 4.3-67 Patrones de flujo de celdas mecánicas y columnas de flotación	871
Figura 4.3-68 Zonas de aireación en una columna de flotación	872
Figura 4.3-69 Sistema Sparger	873
Figura 4.3-70 Slam Jets exterior y sumergible	873
Figura 4.3-71 Instalación de un sistema CavTube	874
Figura 4.3-72 Acción de las picobubbles en la flotación de minerales	875
Figura 4.3-73 Sistema de funcionamiento del Microcel	875
Figura 4.3-74 Esquema de un SonicSparger y SonicSparger	876
Figura 4.3-75 Esquema de un equipo Jameson Cell	876
Figura 4.3-76 Principios de operación de un equipo Jameson Cell	877
Figura 4.3-77 Esquema de una unidad Contact Cell	879
Figura 4.3-78 Esquema de una unidad Imhoflot G - Cell	879
Figura 4.3-79 Esquema del separador Hydrofloat	881
Figura 4.3-80 Circuito de pre-flotación de Red Dog en el primer período	882
Figura 4.3-81 Circuito de pre – flotación de RedDog con un Jameson Cell	883
Figura 4.3-82 Circuito de beneficio de Phu Kham	886
Figura 4.3-83 Gráfico de tiempo – recuperación de una prueba por lotes	889
Figura 4.3-84 Flujo de masa a lo largo de un banco de celdas	892
Figura 4.3-85 Recuperación de un banco de flotación en función del número de celdas	893
Figura Ejemplo 4.3.1-1 Cinética de las pruebas de flotación de carbón	894

Figura Ejemplo 4.3.1-2 Curvas corregidas de primer orden de flotación	895
Figura Ejemplo 4.3.1-3 Curvas corregidas de segundo orden de flotación	896
Figura 4.3-86 Flujo de masa de un circuito rougher - scavenger	911
Figura 4.3-87 Circuitos básicos con su solución analítica	912
Figura 4.3-88 Diagrama de flujo de los circuitos de flotación Cu – Pb – Zn típicos	915
Figura 4.3-89 Dominios de estabilidad de una especie sulfurada	920
Figura 4.3-90 Dominio de iones de ferrocianuro	921
Figura 4.3-91 Diagrama $E_h - pH$ para galena en soluciones acuosa con azufre	923
Figura 4.3-92 Diagrama de fase electroquímica para calcopirita con azufre	927
Figura 4.3-93 Recuperación por flotación de calcopirita en función del pH	927
Figura 4.3-94 Curvas de contacto de varios sulfuros con concentraciones de sulfuro de sodio y pH	929
Figura 4.3-95 Recuperación de calcopirita en función del pH con diversos colectores	930
Figura 4.3-96 Revisión de estabilidad de $Cu_2S$ , $CuEX$ , $Cu(OH)_2$ y $(EX)_2$ .	931
Figura 4.3-97 Potencial zeta de la pirita en función del pH con presencia y ausencia de xantato	932
Figura 4.3-98 Recuperación de pirita en función del pH con diversas concentraciones de xantato	935
Figura 4.3-99 Curvas de contacto para varios minerales sulfurados con dietil ditiofosfato	936
Figura 4.3-100 Estabilidad de $FeS_2$ , $Fe(OH)_3$ y $Fe_4[Fe(CN)_6]_3$	937
Figura 4.3-101 Recuperación de pirita en función del pH con etil xantato con y sin cianuro	938
Figura 4.3-102 Curvas de contacto de pirita oxidada en función de la concentración de cianuro	939
Figura 4.3-103 Recuperación de galena en función del pH con etil xantato	942
Figura 4.3-104 Diagrama de especies de Pb a diferentes valores de pH	945
Figura 4.3-105 Curvas de contacto para minerales sulfuros en un sistema NaCN	946
Figura 4.3-106 Recuperación de esfalerita en función de la concentración de xantato	947
Figura 4.3-107 Circuito de flotación de Kevitsa	967
Figura 4.3-108 Asociaciones minerales de oro	972
Figura 4.3-109 Diagrama del circuito que incorpora la PLP y CPP	981
Figura 4.3-110 Representación doble capa eléctrica en compuestos tensioactivos orgánicos	985
Figura 4.3-111 Enlace del ión hidrógeno adsorbido y el complejo hidroxil	987
Figura 4.3-112 Adsorción del complejo hidroxil mediante la formación y división del agua	988
Figura 4.3-113 Diagrama de especiación para $1 \times 10^{-4}$ mol/L $Mn^{2+}$	988
Figura 4.3-114 Recuperación de cromita en función del pH y concentración de oleato	989
Figura 4.3-115 Concentración Magnetita Glecore's Ernest Hery	1018
Figura 4.3-116 Circuito de flotación de Cu en Glecore's Ernest Hery	1019
Figura 4.4-1 Coeficientes de arrastre para esferas, discos y cilindricos	1031

Figura 4.4-2 Procesos de sedimentación por lotes	1034
Figura 4.4-3 Ejemplo de una curva de sedimentación por lotes	1034
Figura 4.4-4 Zonas de un tanque espesador	1036
Figura 4.4-5 Sección de un tanque espesador	1037
Figura 4.4-6 Componentes de un tanque espesador tipo puente	1038
Figura 4.4-7 Componentes de un tanque espesador de columna central	1039
Figura 4.4-8 Pozo Outotec Vane Feedwell	1041
Figura 4.4-9 Tecnologías de pozos de alimentación	1041
Figura 4.4-10 Diseños comunes de brazos	1042
Figura 4.4-11 Tipos de tanques espesadores	1044
Figura 4.4-12 Clasificadores rectangulares y circulares	1045
Figura 4.4-13 Esquema de un clasificador de contacto de sólidos	1046
Figura 4.4-14 Esquema de un clasificador CONTRAFLO	1047
Figura 4.4-15 Esquema de un clasificador de placas inclinadas	1048
Figura 4.4-16 Esquema de un tanque espesador convencional	1048
Figura 4.4-17 Esquema de un tanque de alta intensidad (HiFlo)	1049
Figura 4.4-18 Flujo de un tanque Eimco E-CAT	1050
Figura 4.4-19 Esquema de un tanque de alta densidad (Hi Density)	1051
Figura 4.4-20 Esquema de un tanque de pasta	1052
Figura 4.4-21 Curva de sedimentación interpretación de Kynch	1057
Figura 4.4-22 Cuva de sedimentación por lotes	1058
Figura 4.4-23 Ubicación del punto crítico de una curva de sedimentación	1060
Figura 4.4-24 Curva de sedimentación para diferentes porcentajes de sólidos	1061
Figura 4.4-25 Estimación de Kynch estimación – velocidad promedio	1061
Figura 4.4-26 Ubicación del punto crítico en una curva de sedimentación por lotes	1062
Figura 4.4-27 Ubicación del punto crítico	1063
Figura 4.4-28 Gráfico cambio de pendiente - tiempo	1063
Figura 4.4-29 Gráfico $H - H_{\infty}$ tiempo para acentuar el cambio de pendiente	1064
Figura 4.4-30 Flujo de sedimentación a partir de una pulpa con un 20 % de sólidos	1065
Figura 4.4-31 Curva típica de sedimentación a escala banco	1069
Figura 4.4-32 Análisis del método de Kynch para pruebas a escala de probetas de 2 litros	1069
Figura 4.4-33 Circuito de tanques espesadores	1073
Figura 4.4-34 Gráfico $t/V/A$ contra $V/A$	1079
Figura 4.4-35 Gráfico del exponente de compresibilidad de la torta	1079

Figura 4.4-36 Diagrama de un filtro de tambor	1084
Figura 4.4-37 Esquema de ciclo de filtrado	1085
Figura 4.4-38 Mecanismos de descarga	1086
Figura 4.4-39 Vista general de un filtro de discos	1087
Figura 4.4-40 Esquema de la operación de un filtro de discos	1088
Figura 4.4-41 Vista general de un filtro de bandejas	1088
Figura 4.4-42 Esquema del ciclo de un filtro de banderas	1089
Figura 4.4-43 Esquema de un filtro de banda horizontal	1090
Figura 4.4-44 Vista general de un filtro de prensa horizontal	1091
Figura 4.4-45 Vista general de un filtro de prensa vertical	1093
Figura 4.4-46 Esquema de operación de un filtro de prensa vertical	1094
Figura 4.4-47 Vista general de un filtro de tubos a presión	1095
Figura 4.4-48 Operación de un tubo a presión	1096
Figura 4.4-49 Operación de un filtro de banda a presión	1097
Figura 4.4-50 Esquema de operación de un filtro de tambor hiperbárico	1097
Figura 4.4-51 Vista general de un filtro de disco hiperbárico	1098
Figura Ejemplo 4.4.2-1 Curva de filtración	1104
Figura Ejemplo 4.4.3-1 Línea de tendencia de filtración	1107
Figura 4.4-52 Permeabilidades de la torta expuesta al aire y al agua de lavado	1117
Figura 4.4-53 Variación de la saturación reducida en una torta	1119
Figura 4.4-54 Flujo de aire de una torta para un tiempo de filtración	1120
Figura 4.4-55 Ángulo de inmersión de un filtro de tambor	1123
Figura 4.4-56 Gráfico de temperatura y humedad en un secador	1128
Figura 4.4-57 Esquema de un secador rotatorio	1129
Figura 4.4-58 Esquema de un secador FBD	1131
Figura 4.4-59 Planta de un secador por aspersion	1133
Figura 4.4-60 Esquema de un secador Flash	1134
Figura 4.4-61 Esquema de un secador de tambor	1135
Figura 4.4-62 Esquema de un secador de banda	1135
Figura 4.5-1 Balance de una celda primaria	1145
Figura 4.5-2 Parámetros del modelo de una celda primaria	1148
Figura 4.6-1 Tamaño de partículas contra probabilidad de trituración	1172
Figura 4.6-2 Probabilidad de reducción de tamaño	1173
Figura 4.6-3 Esquema de bloques de la operación de trituración y clasificación	1178



Figura 4.6-4 Representación esquemática del modelo de trituración	1180
Figura 4.6-5 Representación esquemática del modelo de molienda	1181
Figura 4.6-6 Principales variables de un molino de bolas	1183
Figura 4.6-7 Principales variables de un molino SAF	1184
Figura 4.6-8 Esquema del modelo de un molino SAG	1184
Figura 4.6-9 Esquema de bloques de un proceso de simulación	1187
Figura 4.6-10 Modelo del circuito SAG empleando JKSimMet®	1192
Figura 4.6-11 Modelo del circuito SAB empleando JKSimMet®	1192
Figura 4.6-12 Modelo del circuito SABC empleando JKSimMet®	1193
Figura 4.6-13 Iconos de las operaciones unitarias en el software MODSIM®	1194
Figura 4.6-14 Circuito de trituración primaria	1196
Figura 4.6-15 Descripción de la alimentación en MODSIM®	1197
Figura 4.6-16 Parámetros del modelo CRSH de MODSIM®	1198
Figura 4.6-17 Unidades de cada corriente	1199
Figura 4.6-18 Visualización de la simulación en MODSIM®	1199
Figura 4.6-19 Resultados de la simulación de trituración primaria en MODSIM®	1200
Figura 4.6-20 Parámetros ingresados para la simulación con un OSS de 7.5 cm	1201
Figura 4.6-21 Resultados de la simulación con un OSS de 7.5	1202
Figura 4.6-22 Resultados obtenidos para diferentes OSS contra el P80	1202
Figura 4.6-23 Resultados obtenidos para diferentes OSS contra la potencia requerida	1203
Figura 4.6-24 Resultados de la trituración de un gabro con MODSIM®	1203
Figura 4.6-25 Dibujo de la alimentación a un hidrociclón con MODSIM®	1204
Figura 4.6-26 Descripción de la alimentación del hidrociclón en MODSIM®	1204
Figura 4.6-27 Parámetros del modelo CYCL en MODSIM®	1205
Figura 4.6-28 Producto de la simulación del banco de hidrociclones con MODSIM®	1205
Figura 5.1 Diagrama de pH – potencial para el sistema $S - H_2O$ a 25°C y 1 atm	1216
Figura 5.2 Diagrama E - pH del sistema $Cu - H_2O$	1221
Figura 5.3 Diagrama E - pH el sistema $Cu - S - H_2O$	1222
Figura 5.4 Diagrama E - pH del Ejemplo 6.1 con actividades de iones cúpricos	1226
Figura 5.5 Diagrama E - pH para un metal hipotético que muestra las especies en un sistema	1227
Figura 5.6 Diagrama E – pH simplificado de las especies de cobre	1234
Figura 5.7 Esquema del procesos de lixiviación en pilas	1238
Figura 5.8 Esquema de lixiviación en pilas con plataforma de relleno en valle	1240
Figura 5.9 Esquema de lixiviación en pilas con plataformas planas.	1240

Figura 5.10 Esquema de lixiviación a contracorriente y con soluciones de lixiviación intermedia	1242
Figura 5.11 Esquema de una autoclave con cuatro compartimientos	1245
Figura 5.12 Diagrama E – pH para un sistema $W-H_2O$ y $Ca-W-H_2O$	1259
Figura 5.13 Diagrama E - pH para un sistema $Au-H_2O$ y el sistema $Au-CN-H_2O$	1267
Figura 5.14 Estabilidad de los complejos de cianuro de plata y oro en un diagrama E-pH	1268
Figura 5.15 Concentración de equilibrio de HCN y $CN^-$ en función del pH	1269
Figura 5.16 Diagrama E-pH del sistema $CN -H_2O$	1270
Figura 5.17 Esquema del sistema de intercambio iónico en columna	1292
Figura 5.18 Mecanismo de resinas de intercambio iónico en resinas quelantes	1294
Figura 5.19 Diagrama de flujo de la operación de extracción por solventes	1304
Figura 5.20 Mecanismo de extracción de Cu con LIX65N	1306
Figura 5.21 Representación esquemática de la extracción de cobre por EDTA	1306
Figura 5.22 Isoterma de la extracción por solventes para $n = 1$	1309
Figura 5.23 Diagrama de flujo de un circuito de extracción por solvente	1312
Figura 5.24 Circuito de extracción por solventes	1313
Figura 5.25 Comparación del coeficiente de extracción y el pH en relación del $pH_{50}$	1314
Figura 5.26 Isoterma de la concentración de dos metales en función del pH en una solución	1314
Figura 5.27 Estructura del extractante de oxima y del complejo de Cu - oxima	1317
Figura 5.28 Estructura del gráfico y del carbón activo estructura turboestrática	1319
Figura 5.29 Circuito de adsorción CIC en cinco etapas	1327
Figura 5.30 Diagrama de flujo del procesos CIP genérico	1327
Figura 5.31 Politermo de solubilidad del sulfato ferroso	1330
Figura 5.32 Diagrama de solubilidad en el sistema $MgCl_2 - H_2O$	1331
Figura 5.33 Áreas de predominio del sistema $Me - H_2O$	1332
Figura 5.34 Potenciales de electrodo estándar de metales a $25^\circ C$	1335
Figura 5.35 Gráfico de potencial de la celda $Zn   Zn^{+2}    H^+   H_2$	1339
Figura 5.36 Tipos de control de corrosión	1340
Figura 5.37 Diagrama de Evans para el sistema $Cu^{2+} / Fe$	1341
Figura 5.38 Diagrama E - pH para el sistema $Zn - CN - H_2O$ a $25^\circ C$	1344
Figura 5.39 Diagrama Log $[CN^-]$ - pH de $Zn - CN - H_2O$ y Log $[Zn]$ – pH del $Zn - CN - H_2O$ .	1345
Figura 5.40 Mecanismo de precipitación de oro sobre zinc	1346
Figura 5.41 Diagrama E – pH utilizado en la precipitación por reducción de gases	1350
Figura 5.42 Potencial de electrodo en función del pH y actividad de iones a diferentes metales	1351
Figura 5.43 Diagrama E – pH del Cu (A) y Ni (B) relacionado con la reducción con hidrógeno	1353

Figura 5.44 Esquema de los requisito del potencial aplicado para una celda simple	1359
Figura 5.45 Esquema del proceso de electroobtención	1360
Figura 5.46 Relación del potencial y densidad de corriente para una celda de electrorefinación	1361
Figura 5.47 Esquema del proceso de electrorefinación	1362
Figura 5.48 Diagrama de Pourbaix del sistema Ni - $H_2O$	1363
Figura 5.49 Estabilidad del agua en función del potencial y pH de la solución	1366
Figura 5.50 Configuraciones de electrodos	1376
Figura 6.1 Esquema del proceso de sinterizado	1387
Figura 6.2 Tambor y disco giratorio de peletización	1390
Figura 6.3 Diagrama $\Delta G^\circ - T$ de fomración de algunos óxidos metálicos	1392
Figura 6.4 Diagrama $\Delta G^\circ - T$ de formación de algunos sulfuros metálicos	1393
Figura 6.5 Diagrama de fases termodinámico hipotético para el tostado de un concentrado	1402
Figura 6.6 Diagrama $\Delta G^\circ - T$ para las reacciones de tostado más importantes	1403
Figura 6.7 Diagrama de fases del sistema PbO -S - O	1404
Figura 6.8 Efecto de la temperatura sobre la presión de disociación de carbonatos	1406
Figura 6.9 Diagrama de estabilidad a 1,200 °C del sistema Pb-O-S	1410
Figura 7.4 -1 Gráfico estimación del costo de una trituradora de quijada	1435
Figura 7.7-1 Punto de equilibrio idealizado para un diagrama de costos - ingresos	1454
Figura 7.7-2 Punto de equilibrio para costos fijos de otras industrias	1455
Figura 7.7-3 Punto de equilibrio para costos fijos altos como en la industria minera	1456
Figura 7.8-1 Interpretación gráfica de la tasa interna de retorno	1471
Figura 7.9-1 Gráfico de análisis de sensibilidad – gráfico de teleraña	1475
Figura 7.9-2 Gráfico de análisis de sensibilidad – gráfico de tornado	1476
Figura Ejemplo 7.16-1Análisis de sensibilidad	1478
Figura Ejemplo 7.17-1Histograma de frecuencia para la ley de cobre esperada	1482
Figura Ejemplo 7.18-1 Probabilidad de ocurrencia de un proyecto minero	1484
Figura Ejemplo 7.18-2 Probabilidad de la tasa interna de retorno del proyecto minero	1486
Figura Ejemplo 7.18-3 Probabilidad acumulada de la tasa interna de retorno del proyecto minero	1486

## LISTA DE TABLAS

Tabla 2.3-1 Clasificación de la dureza de los materiales	19
Tabla 2.3-2 Índice de abrasión en rocas y minerales	20
Tabla 2.3-3 Índice de abrasión CERCHAR	22
Tabla 2.3-4 Clasificación del índice de abrasión CERCHAR	22
Tabla 2.3-5 Método de análisis químico	25
Tabla 3.2-1 Etapas de reducción de tamaño	44
Tabla 3.4-1 Trituradoras de la Serie C	61
Tabla 3.4-2 Características generales de las trituradoras de quijada	61
Tabla 3.4-3 Factor de trituración para algunas rocas	69
Tabla 3.4-4 Características de las trituradoras Nordberg Superior	100
Tabla 3.4-5 Características de las trituradoras Fuller - Traylor	100
Tabla 3.4-6 Capacidades en diferentes condiciones de operación	102
Tabla 3.4-7 Capacidades de las trituradoras Superior McCully Gyrotory Crusher	104
Tabla 3.4-8 Índices de trabajo promedio de diversos minerales	110
Tabla 3.4-9 Dimensiones de las trituradoras primarias	114
Tabla 3.5-1 Capacidades de las trituradoras Gyradisc	142
Tabla 3.5-2 Características de las Serie CH	146
Tabla 3.5-3 Características de la Serie CS	147
Tabla 3.5-4 Rendimiento de las trituradoras Silver Bullet en circuito abierto	148
Tabla 3.5-5 Rendimiento de las trituradoras Silver Bullet en circuito cerrado	148
Tabla 3.5-6 Características de las trituradoras Hydrofine	149
Tabla 3.5-7 Distribución granulométrica trituradora 760	153
Tabla 3.5-8 Trituradoras de la Serie Rockmaster	164
Tabla 3.5-9 Tamaño de alimentación para diferentes diámetros de rodillos	170
Tabla 3.5-10 Factor “F” para diferentes tipos de carbón	175
Tabla 3.5-11 Características de la Serie HRC	179
Tabla 3.5-12 Relaciones propuestas por Klymowsky	185
Tabla 3.5-13 Características de las unidades ERC	188
Tabla 3.5-14 Comparativa de la granulometría de un molino de martillo e impacto rotatorio	201
Tabla 3.5-15 Especificaciones de los equipos HSI serie APS	210
Tabla 3.5-16 Especificaciones de los equipos HSI serie APP	211
Tabla 3.5-17 Especificaciones de los equipos HSI terciarias	211
Tabla 3.5-18 Especificaciones del equipos VSI Canica	212

Tabla 3.5-19 Especificaciones del equipo VSI Canica SD - DD	212
Tabla 3.5-20 Especificaciones de la Series B de Barmac	212
Tabla 3.6-1 Características generales de los equipos de trituración	218
Tabla 3.6-2 Relaciones de trituración en los equipos de trituración	220
Tabla 3.6-3 Sección de una trituradora basada en el índice de abrasión	226
Tabla 3.6-4 Selección de una trituradoras basada en la fuerza de aplastamiento	226
Tabla 3.6-5 Capacidades y características de las trituradoras de cono estándar	233
Tabla 3.6-6 Tamaños y capacidades de las trituradoras de cono estándar	235
Tabla 3.6-7 Características del mineral y datos de operación de las trituradoras MP800	235
Tabla 3.6-8 Características del mineral y datos de operación de las trituradoras MP700	237
Tabla 3.7-1 Características de los molinos de agitación	256
Tabla 3.8-1 Constante empírica de Bond “K”	325
Tabla 3.8-2 Gravedad específica para diferentes tipos de bola	328
Tabla 3.8-3 Carga de equilibrio propuesta por Bond	329
Tabla 3.8-4 Carga de equilibrio propuesta por Bond	330
Tabla 3.8-5 Distribución de carga de bolas óptimo	332
Tabla 3.8-6 Equivalencia del número de bolas de Stadler	333
Tabla 3.8-7 Factor de corrección dos	338
Tabla 3.9-1 Carga de equilibrio para barras propuesto por Bond	354
Tabla 3.9-2 Cargas de barras en equilibrio propuestas por Nordberg	354
Tabla 3.9-3 Cargas de barras en equilibrio propuestas por Nordberg	354
Tabla 3.9-4 Consumo de barras propuesta por Nordberg	355
Tabla 3.9-5 Características de molinos de barras Marcy Corporation	358
Tabla 3.9-6 Capacidades de los molinos de barras Mercy Corporation	359
Tabla 3.9-7 Valores del Factor A propuesto por Nordberg	365
Tabla 3.9-8 Valor del Factor B propuesto por Nordberg	366
Tabla 3.9-9 Valor del Factor C propuesto por Nordberg	366
Tabla 3.10-1 Clasificación de los diferentes circuitos de molienda	401
Tabla 3.10-2 Matriz de selección para circuitos de molienda	402
Tabla 3.10-3 Parámetros de diseño del circuito de trituración y molienda	403
Tabla 3.10-4 Condiciones de operación para cada diseño de revestimientos	405
Tabla 3.10-5 Parámetros operativos del circuito de molienda de Peñasquito	408
Tabla 3.11-1 Clasificación de las cribas propuesto por Matthews	416
Tabla 3.11-2 Comparación de los diferentes estándares de abertura de criba	443

Tabla 3.11-3 Características de las secciones 20 -191	449
Tabla 3.11- 4 Área abierta secciones 30 -191	449
Tabla 3.11-5 Tabla del factor de densidad aparente	454
Tabla 3.11-6 Tabla del factor de forma de abertura	454
Tabla 3.11-7 Tabla del factor de forma de partícula	455
Tabla 3.11-8 Tabla del factor del medio	455
Tabla 3.11-9 Tabla del factor del medio	456
Tabla 3.11-10 Relación de $D_{50}$ con la distribución del tamaño del overflow	494
Tabla 3.11-11 Factores $k_1$ y $k_2$ para la capacidad de un clasificador de espiral	517
Tabla 3.11-12 Factor de eficiencia de área	518
Tabla 3.11-13 Factor de la forma de partícula	518
Tabla Ejemplo 3.11-11-1 Muestreo del overflow y underflow para el procesos de cribado	521
Tabla Ejemplo 3.11-12-1 Muestreo del overflow y underflow para el proceso de clasificación	522
Tabla Ejemplo 3.11-12-2 Construcción de la curva de partición del proceso de clasificación	523
Tabla Ejemplo 3.11-12-3 Coeficiente de partición y coeficiente de partición corregido	524
Tabla Ejemplo 3.11-13-1 Datos de la campaña de muestreo del hidrociclón	528
Tabla Ejemplo 3.11-13-2 Construcción de la curva de partición del muestreo del hidrociclón	529
Tabla Ejemplo 3.11-13-3 Punto de partición y punto de partición corregida	531
Tabla 3.12-1 Principales circuitos de trituración y molienda	537
Tabla 3.12-2 Energía específica de las etapas de reducción de tamaño	548
Tabla 3.12-3 Balance de masa problema ejemplo	554
Tabla 3.12-4 Balance de masa para dos iteraciones	560
Tabla 3.12-5 Balance de masa para un circuito cerrado	566
Tabla 3.13-1 Clasificación de CEMA	582
Tabla 3.13-2 Factor de dimensionamiento	598
Tabla 3.13-3 Fluidez de los materiales	631
Tabla 3.13-4 Velocidades de banda recomendados para diferentes materiales	639
Tabla 3.13-5 Velocidades recomendados para diferentes anchos de banda	640
Tabla 3.13-6 Ángulo de enrollado para diferentes tipos de transmisión	648
Tabla 3.13-7 Longitudes equivalentes de una tubería recta	668
Tabla 3.13-8 Coeficiente de pérdida en una tubería sumergida	669
Tabla 3.13-9 Presión atmosférica y columna de agua equivalente	677
Tabla 3.13-10 Cabeza de presión de vapor	677
Tabla 4.1-1 Capacidades de los canales de concentración	713

Tabla 4.1-2 Diámetro de hidrociclones en relación con el tamaño de partícula	742
Tabla 4.2-1 Comportamiento de los minerales en un separador HTR	772
Tabla 4.3-1 Clasificación de minerales polares	786
Tabla 4.3-2 Átomos de enlace en los grupos funcionales	800
Tabla 4.3-3 Características de los átomos de enlace	800
Tabla 4.3-4 Grupos funcionales	801
Tabla 4.3-5 Productos de solubilidad para xantato metálicos a 20°C	813
Tabla 4.3-6 Productos de solubilidad de varios xantatos metálicos	814
Tabla 4.3-7 Productos de solubilidad de varios ditiofosfatos metálicos	815
Tabla 4.3-8 Rangos de pH estables para los colectores sulfidrilo	816
Tabla 4.3-9 Electrolitos orgánicos empleados como colectores	821
Tabla 4.3-10 Principales modificadores ácidos y alcalinos	826
Tabla 4.3-11 Condiciones de flotabilidad para diferentes sulfuros	826
Tabla 4.3-12 Principales activadores utilizados en la industria	829
Tabla 4.3-13 Principales depresores utilizados en la industria	832
Tabla Ejemplo 4.3.1-1 Datos de las pruebas de flotación de carbón	893
Tabla Ejemplo 4.3.1-2 Datos de las pruebas de flotación de carbón	894
Tabla Ejemplo 4.3.1-3 Carbón total en la celda	895
Tabla 4.3-14 Tiempos de flotación promedio de algunos minerales	905
Tabla 4.3-15 Tiempos de flotación en celdas industriales y equipos de laboratorio	905
Tabla 4.3-16 Potenciales de reposo para algunos minerales sulfurados	924
Tabla 4.3-17 Distribución del hierro total disuelto de la pirita de KNC a varios valores de pH	936
Tabla 4.3-18 Asociaciones importantes de oro con otros minerales	969
Tabla 4.3-19 Concentraciones de oro promedio en sulfuros y sulfosales	970
Tabla 4.3-20 Principales colectores utilizados en la flotación de oro	972
Tabla 4.3-21 Depresores de la ganga en menas de estaño	995
Tabla 4.3-22 Rangos de flotación de algunas sales metálicas	998
Tabla Ejemplo 4.4.1-1 Datos de las pruebas de sedimentación	1072
Tabla Ejemplo 4.4.1-2 Datos de las velocidades de sedimentación	1073
Tabla Ejemplo 4.4.2-1 Datos de las pruebas de filtración	1101
Tabla Ejemplo 4.4.2-2 Volumen y tiempo de filtración	1102
Tabla Ejemplo 4.4.3-1 Datos de las pruebas de filtración	1104
Tabla 4.5-1 Contabilidad metalúrgica de un proceso de concentración de un solo producto	1151
Tabla 4.5-2 Contabilidad metalúrgica de un proceso de dos productos	1152

Tabla 4.5-3 Contabilidad metalurgica de un proceso de concentración de tres productos	1153
Tabla Ejemplo 4.6.1-1 Datos del análisis granulométrico	1183
Tabla Ejemplo 4.6.1-2 Función de ruptura	1184
Tabla Ejemplo 4.6.1-3 Componentes de la matriz “B”	1184
Tabla 4.6-1 Granulometría de la alimentación de una trituradora de quijada	1195
Tabla 4.6-2 Granulometría del producto	1201
Tabla 4.6- 3 Balance de la pulpa para diferentes diámetros del Apéx	1206
Tabla 4.6- 4 Balance de la pulpa para cada viscosidad	1207
Tabla 4.6- 5 Balance de la pulpa para diferentes porcentajes de sólidos	1207
Tabla 5.1 Agentes oxidantes en orden de su potencial de oxidación	1214
Tabla 5.2 Principales agentes de lixiviación utilizados en la operación	1246
Tabla 5.3 Parámetros de lixiviación para sistemas bajo presión atmosférica	1278
Tabla 5.4 Microorganismos de lixiviación y su temperatura de crecimiento	1286
Tabla 5.5 Tipos de resinas de intercambio iónico	1293
Tabla 5.6 Principales grupos activos de los intercambiadores de iones quelantes	1295
Tabla 5.7 Valores de $pK_a$ de diversos metales	1315
Tabla 5.8 Potenciales de electrodos de metal para los pares de metales bivalentes	1337
Tabla 5.9 Datos para sistemas de cementación seleccionados a 25°C	1341
Tabla 5.10 Potenciales de equilibrio para la reducción de iones de cianuro metálicos	1347
Tabla 5.11 Potenciales de electrodo estándar de reacciones de interés en la reducción con gases	1348
Tabla 6.1 Serie electromotriz de los metales	1415
Tabla 6.2 Punto de fusión y temperatura de la presión de vapor para diferentes metales	1418
Tabla Ejemplo 7.5-1 Planes de pago propuestos	1440
Tabla 7.6-1 Componentes de un flujo de efectivo	1448
Tabla 7.6-2 Impacto de la amortización y depreciación en el flujo de efectivo	1449
Tabla Ejemplo 7.10-1 Costos de la operación	1458
Tabla Ejemplo 7.10-2 Inventario mineral	1458
Tabla Ejemplo 7.11-1 Proforma de liquidación de un concentrado de cobre	1463
Tabla 7.8-1 Criterios de evaluación de un proyecto de inversión	1468
Tabla Ejemplo 7.13-1 Flujo de efectivo de la inversión	1470
Tabla Ejemplo 7.14-1 Interpretación gráfica de la tasa interna de retorno	1472
Tabla Ejercicios 7.16-1 Flujo de efectivo de la inversión de un proyecto minero	1477
Tabla Ejercicios 7.16-2 Análisis de sensibilidad de la inversión	1477
Tabla Ejercicios 7.16-3 Análisis de sensibilidad de las ganancias anuales	1477



Tabla Ejercicios 7.17-1 Ley de cobre calculada con el Método de Montecarlo	1481
Tabla Ejercicios 7.17-2 Frecuencia relativa y acumulada de la población analizada	1481
Tabla Ejercicios 7.17-3 Probabilidad simple de la ley de cobre esperada	1482
Tabla Ejercicios 7.18-1 Ingresos brutos y netos de cada escenario	1485
Tabla Ejercicios 7.18-2 Tasa interna de retorno de cada escenario	1485

## ÍNDICE MATERIAL DIGITAL

### Carpeta 1. Artículos Casos de Estudios

[Material 1.](#) Proyecto de ampliación de la planta E.S.D.E del Grupo México. Cananea. Sonora - Encinas V.pdf

[Material 2.](#) Transformación de una planta concentradora de minerales - Bravo J. y Gómez S.pdf

[Material 3.](#) Desarrollo de reactivo para incrementar la recuperación de molibdeno en concentradora “La Caridad” Romero J. y Saltijeral F.pdf

[Material 4.](#) Desarrollo y aplicación de un proceso para producir concentrado de óxido de plomo con contenidos de plata por el método de flotación en la Unidad de Santa Eulalia – Arreola H., Ramírez M. y Miranda Y.pdf

### Carpeta 2. Diseño de Circuitos de Trituración y Molienda

#### Subcarpeta 2.1 Artículos complementarios teorías de la trituración

[Material 1.](#) History of the theories of Comminution – Bond F.pdf

[Material 2.](#) The third theory of Comminution – Bond F.pdf

[Material 3.](#) Crushing and grinding calculations – Bond F.pdf

[Material 4.](#) Using the bond work index to measure operating comminution efficiency – Rowland C.pdf

[Material 5.](#) Testing for autogenous and semi autogenous grinding a designer’s point of view – Barratt D. y Allan M.pdf

#### Subcarpeta 2.2 Manuales generales de equipos y pruebas de laboratorio

[Material 1.](#) Reference manual - Nordberg Group Company.pdf

[Material 2.](#) Mineral processing handbook – TelSmith.pdf

[Material 3.](#) Crushing and screening handbook – Metso Minerals.pdf

[Material 4.](#) Denver equipment handbook – Denver Company.pdf

[Material 5.](#) Rock processing guide – Sandvik.pdf

[Material 6.](#) Handbook Mineral Processing – Metso Outotec.pdf

[Material 7.](#) Laboratory Testing for flotation circuit design – Barbary G., Bourassa M. y Maachar A.pdf

[Material 8.](#) Laboratory Testing for gravity concentration circuit design – Aubrey W. y Stone R.pdf

[Material 9.](#) Laboratory Testing for electrostatic concentration circuit design – Lawver J., Taylor J. y Knoll F.pdf

[Material 10.](#) Laboratory Testing for magnetic concentration circuit design – Wernham J., Ross M., Orlich J. y Norrgran D.pdf

[Material 11.](#) Laboratory Testing for design of thickener circuits – Keane J.pdf

### **Subcarpeta 2.3 Trituradoras de quijada**

- Material 1. Jaw crushers – Thyssenkrupp.pdf
- Material 2. Jaw crushers – Sepro Mineral Systems.pdf
- Material 3. Iron Giant series jaw crushers – TelSmith.pdf
- Material 4. Jaw crushers double toggle – Pennsylvania Crusher.pdf
- Material 5. Capacities and performance characteristics of jaw crusher – Sastri S.pdf
- Material 6. Manufacturing and refurbishing of jaw crushers - Grieco F. y Grieco J.pdf
- Material 7. Jaw crusher capacities, blake and single toggle or overhead eccentric types – Gieskieng G.pdf

### **Subcarpeta 2.4 Trituradoras giratorias**

- Material 1. Gyratory crusher – Citic Heavy Industries.pdf
- Material 2. Gyratory crusher - Thyssenkrupp.pdf
- Material 3. Fuller traylor crusher – FLSmidth.pdf
- Material 4. Excavating the first underground gyratory crusher at deep mill level zone mine, PT Freeport Indonesia - Hernandez E., Kusumohastuti W. y Agustian I.pdf
- Material 5. Integration of gyratory crusher liner wear and operational performance for better crusher management – Rosario P., Hall A. y Majer M.pdf

### **Subcarpeta 2.5 Trituradoras de cono**

- Material 1. Trituradoras de cono serie GP – Metso Minerals.pdf
- Material 2. Gyrasphere design and construction – TelSmith.pdf
- Material 3. Raptor high performance cone crusher – FLSmidth.pdf
- Material 4. Symons cone crushers – Nordberg.pdf
- Material 5. Silver bullet – TelSmith.pdf
- Material 6. Hydrocone – Sandvik.pdf
- Material 7. Kubria cone crushers – Thyssenkrupp.pdf
- Material 8. SBS cone crushers – TelSmith.pdf
- Material 9. Cone crusher operational variables – Magerowski A.pdf
- Material 10. Plant design considerations for cone crusher applications – Motz J.pdf
- Material 11. The metso MP1250 cone crusher – two case studies – Jacobson A., Mular M., Cook P., Schmalzel M., Koski S. y Crosby S.pdf

**Subcarpeta 2.6 Trituradoras de rodillos**

Material 1. Roll crusher – McLanahan.pdf

Material 2. Roll crusher – Pennsylvania Crusher.pdf

Material 3. Roll sizer – Thyssenkrupp.pdf

Material 4. HPGR – Thyssenkrupp.pdf

Material 5. HPGR – FLSmidth.pdf

Material 6. HPGR – Citic heavy industries.pdf

Material 7. ERC – Thyssenkrupp.pdf

Material 8. How to size smooth roll crushers – Zanker A.pdf

Material 9. Polycom high pressure grinding principles and industrial application –  
Otte O.pdf

Material 10. First installed HPGR replacing tertiary crusher – Gruendken A.,  
Portocarreo J. y Van de Meer F.pdf

Material 11. High pressure particle bed comminution of ores and Minerals –  
Battersky M. , Kellerwessel H. y Oberheuser G.pdf

Material 12. Introducing HPGR quaternary crusher in a Russia magnetite  
operation challenges and solutions – Povey B., Noll V., Lagutin K. y Mryasov  
M.pdf

Material 13. Options for incorporating High Press Grinding Rolls into  
comminution circuits – Norgate T. y Weller K.pdf

Material 14. Compact, robust and high performance: New ERC25 – 25 eccentric  
roll Crusher revolutions primary crushing in underground mines – Szczelina P. ,  
Drescher F. y Silbermann F.pdf

Material 15. HPGR Metso Outotec.pdf

**Subcarpeta 2.7 Trituradoras especiales**

Material 1. Hammer Mills – Hazemag.pdf

Material 2. Molino de martillo Titan – Thyssenkrupp.pdf

Material 3. Hammer mill – Pennsylvania Crusher.pdf

Material 4. HSI – Hazemag.pdf

Material 5. HSI – Telsmith.pdf

Material 6. HSI – Arja Serie Tauro.pdf

Material 7. HSI – Thyssenkrupp.pdf

Material 8. Barmac Series VSI – Metso Minerals.pdf

Material 9. VSI Canica – Terex.pdf

Material 10. VSI – Thyssenkrupp.pdf

Material 11. VSI - Sandvik.pdf

Material 12. Bradford Breaker - Pennsylvania Crusher.pdf

### **Subcarpeta 2.8 Selección de trituradoras**

Material 1. Selection and sizing of crusher – Flavel M.pdf

Material 2. Primary Crusher factors that affect capacity – Buskhardt E.pdf

Material 3. Crushing plant design and layout considerations – Boyd K.pdf

Material 4. Types and characteristics of common crushing plant flowsheets – Motz J.pdf

### **Subcarpeta 2.9 Molienda**

Material 1. Grinding mills – Sala International AB.pdf

Material 2. Ball and rod mills – Marcy.pdf

Material 3. Balls mills, rod mills y Pebble mills – Morgardshammar Grinding Mills.pdf

Material 4. Grinding mills – Nordberg Process Machinery.pdf

Material 5. Grinding mills MH series – Outotec.pdf

Material 6. Autogenous mills, semiautogenous mill and ball mills – Krupp Polysius.pdf

Material 7. Stirred mills – Citic Heavy Industries.pdf

Material 8. Vertimill – Metso Minerals.pdf

Material 9. Vertimill & SMD mills – Metso Minerals.pdf

Material 10. IsaMill – Glencore.pdf

Material 11. HigMill- Outotec.pdf

Material 12. VXPmill - FLSmidth.pdf

Material 13. VRM – Loesche Innovative Engineering.pdf

Material 14. Horomill – FivesFCB.pdf

Material 15. Grinding Media – Union Process.pdf

Material 16. Grinding Media – Megotteaux.pdf

Material 17. Design of grinding balls. – Dunn D.pdf

Material 18. A mill power equation for SAG mills – Austin L.pdf

Material 19. Autogenous and semi – autogenous mill selection and design – Rowland C. y Kjos D.pdf

[Material 20. Single stage SAG –AG milling design – Putland B., Kock F. y Siddall L.pdf](#)

[Material 21. IsaMill the crossover from ultrafine to coarse grinding – Anderson G. y Burford B.pdf](#)

[Material 22. Technology selection of stirred mills for energy efficiency in primary and regrinding applications for the platinum – Ntsele C. y Allen J.pdf](#)

[Material 23. Fine grinding applications using Vertimill the Metso Vertimill grinding mill and the Metso Stirred Media Detrior \(SMD\) in Gold Processing - Davey G.pdf](#)

[Material 24. Lastest installations and developments of VRM in the ore industry – Gerold C. , Schmitz C., Stapelmann M. y Dardemann F.pdf](#)

[Material 25. New compression grinding technologies – Cordonnier A., Evrard R. y Obry C.pdf](#)

[Material 26. Moly – Cop Tools applications for the assessment of grinding media perfomance at full industrial scale - Morrow R. y Sepulveda J.pdf](#)

[Material 27. Comminution circuit selection key drivers and circuit limitations - Putland B.pdf](#)

[Material 28. Grinding mill rubber liner systems – McTavish S.pdf](#)

[Material 29. Semiautogenous mill liners: Designs, alloys and maintenance procedures – Kjos D.pdf](#)

[Material 30. Grinding ball size selection - Bond F.pdf](#)

[Material 31. Metal wear in crushing and grinding – Bond F.pdf](#)

[Material 32. Grinding ball rationing – Crow W.pdf](#)

[Material 33. A novel AG – Crusher – HPGR circuit for hard, weathered ores containing clays – Rosario P., Hall R., Grundy M. y Klein B.pdf](#)

[Material 34. Cerro Verde Concentrator four years' operating HPGRs – Koski S., Vanderbeek J. y Enriquez J.pdf](#)

[Material 35. An update of the SAG milling operation at the Peñasquito Mine Located in the Zacatecas state, México – Palmer E., Dixon S. y Meadows D.pdf](#)

[Material 36. Fine grinding process improvement at the Kara Mine Concentrator – Palaniandy S., Spagnolo M., Halomoan R., Zhou H. y Ishikawa H.pdf](#)

[Material 37. Yanacocha gold single stage SAG mill Desing, operation and optimization - Burger B., Vargas L., Arevalo H., Vicuna S. y Seidel J.pdf](#)

[Material 38. Crusher for critical size material at Los Bronces semiautogenous grinding plant, Chile - Vesely M. y Fernandez O.pdf](#)

[Material 39. Design and implementation of an AVC grinding circuit at BHP Billiton Cannington – Jankovic A., Valery W. y Clarke G.pdf](#)

[Material 40. Grinding circuit practices at Newmont - Giblett A. y Hart S.pdf](#)

[Material 41. IsaMill technology in the primary grinding circuit – Anderson G., Smith D. y Strohmayer S.pdf](#)

[Material 42. Performance of the Isa Mills in the George Fisher Flowsheet – Young M. y Gao M.pdf](#)

[Material 43. Operating performance of the Phu Kham IsaMill – Harbort G. y Zoetbrood D.pdf](#)

[Material 44. Mako single stage SAG mills comminution circuit design, commissioning and ramp up – Hudson P., Putland B. y Scinto P.pdf](#)

[Material 45. Stirred milling at Anglo American Platinum - Rule C.pdf](#)

[Material 46. Transforming flow sheet design with inert grinding the IsaMill – Pease J., Curry D. Barnes K., Young M. y Rule C.pdf](#)

[Material 47. Design, construction and commissioning of the Ridgeway Concentrator regrind Circuit at Newcrest's Cadia Valley Operations – Hart S., Green S., Cesnik F. y Griffin P.pdf](#)

[Material 48. Squeezing the extra 30% of typical SABC circuit for 4.8 kW.h/tonne - Dixon S., Olson B. y Wipf E.pdf](#)

### **Subcarpeta 2.10 Cribado**

[Material 1. Vibrating screens – Thyssenkrupp.pdf](#)

[Material 2. Vibrating screens – Terex.pdf](#)

[Material 3. Cribado y clasificación – Telsmith.pdf](#)

[Material 4. Sepro HR incline vibrating screen – Sepro.pdf](#)

[Material 5. Optimizing your screening process - Sandvik.pdf](#)

[Material 6. Vibrating screens overview – Enduron.pdf](#)

[Material 7. Inclined vibrating screens – Meka.pdf](#)

[Material 8. DSM Screen – Denver.pdf](#)

[Material 9. Derrick Fine Screening – Derrick.pdf](#)

[Material 10. Mogensen Screen – Allgaier group.pdf](#)

[Material 11. Rotaspiral Screen - PSS .pdf](#)

[Material 12. SieveBends and Static Screens - Tema Isenmann.pdf](#)

[Material 13. Grizzly - TecMaQ.pdf](#)

[Material 14. Flipflow Screen - Tecpro.pdf](#)

[Material 15. Vibrating Equipment – Telsmith.pdf](#)

[Material 16. Vibrating Screens – Sinfonia Technology.pdf](#)

[Material 17. High frequency screens versus hydrocyclones for closed fine grinding – Rogers R. y Brame K.pdf](#)

[Material 18. Increasing Capacity and efficiency of grinding circuits with high frequency screens – Wheeler J. y Packer B.pdf](#)

[Material 19. The Derrick Stack Sizer: Revolutionary advancements in wet screening technology – Clark B.pdf](#)

[Material 20. Fine sizing with the Derrick Stack Sizer screen – Valine S., Wheeler E. y Albuquerque G.pdf](#)

[Material 21. Banana screen technology – Beerkircher G.pdf](#)

[Material 22. Direc Metals – DM Mesh Wire cloth.pdf](#)

[Material 23. McNichols Mesh – Wire mesh catalog.pdf](#)

[Material 24. Metals Mesh – Woven & Welded Wire Mesh, Perforated Metal, Decorative Mesh, Extruder Discs.pdf](#)

[Material 25. Industrial wire screens - Haver & Boecker Mesh.pdf](#)

[Material 26. International Standard - ISO – 4783-1 Industrial wire screens and woven wire cloth guide to the choice of aperture size and wire diameter combinations.pdf](#)

[Material 27. Perforations in metal - Andritz PerfTe.pdf](#)

[Material 28. Perforated Sheets – Perfopol.pdf](#)

[Material 29. Industrial Screens - Johnson Screens.pdf](#)

[Material 30. Profile Wire Screens - Industrial Screens.pdf](#)

[Material 31. Applications of fine screen in grinding circuits – Valine S., Wheeler J. y Albuquerque L.pdf](#)

[Material 32. Utilización de cribas Derrick en sustitución de hidrociclones como medio de clasificación - Sánchez H. y Hernández S.pdf](#)

[Material 33. Testing the high frequency fine screens model using industrial data – Mwale A., Mainza A., Bebsw P., Frausto J., Ballantyne G., Cruz R. y Gomez S.pdf](#)

[Material 34. Selection and Sizing of Screens – Nichols J.pdf](#)

### **Subcarpeta 2.11 Clasificación.**

[Material 1. Balanza de gravedad específica Marcy.pdf](#)

[Material 2. Ciclones Krebs para la industria de la minería – Krebs Engineers.pdf](#)

[Material 3. Hydrocyclones Cavex - Wheir Minerals.pdf](#)

[Material 4. ICBA Productos Hidrociclones.pdf](#)

[Material 5. The sizing and selection of hydrocyclones - Arterburn R.pdf](#)

[Material 6. A generalized model for hydrocyclones classifier - Nageswararao K.pdf](#)



Material 7. Cyclone modelling a review of present technology – Flintoff B. y Plitt L.pdf

Material 8. Hydrocyclones - Tarr D.pdf

Material 9. Método estadístico práctico para el cálculo de hidrociclones - Quiroga J.pdf

Material 10. Tablas de Densidades - FLSmith Krebs.pdf

Material 11. Tablas de Densidades - Denver.pdf

Material 12. Application and selection of spiral classifiers – Riethmann R. y Bunnell B.pdf

Material 13. A guide to the proper application of classifiers – Hitzot H.pdf

Material 14. Predicting size distribution in classifier product – Roberts E. y Fitch E.pdf

Material 15. Spiral classifiers and cyclones comparison of classification costs - Asatsuma T., Campos E. y Baptista de Lima J.pdf

Material 16. Fine Material Screw washer - McLanahan.pdf

Material 17. Spiral classifiers – Quinn Process Equipment.pdf

Material 18. Spiral dewatered SDC- Metso Minerals.pdf

Material 19. Spiral classifiers - Triveni.pdf

Material 20. Hydrocyclone Metso Outotec.pdf

### **Subcarpeta 2.12 Circuitos de trituración y molienda.**

Material 1. Comminution Circuits design considerations – Lane G., Foggatto B., Braun R., Bueno M., Staples P. y Rivard S.pdf

Material 2. SAG or HPGR? The current dilemma – Morley C. y Staples P.pdf

Material 3. Testing for the selection of comminution circuits to prepare concentration feed - Rowland C.pdf

Material 4. Some approaches to high tonnage comminution – Rosario P., Grundy M. y Hall R.pdf

Material 5. Mass balance calculations for comminution circuits – Richardson J. y White J.pdf

Material 6. Crushing and Screening Circuits – Zandee D.pdf

Material 7. Rod and Ball Mill Circuits –Brenda Mines.pdf

Material 8. SAG and Ball Mill Circuit Layout and Design – Dufour L., McVey K., Perkins S., Rolandi L. y Young E.pdf

Material 9. HPGR 'S in Minera. What existing Operations tell us for the future? – Burchardt E., Patzelt N., Knecht J y Klymowsky R.pdf

Material 10. Factors which influence selection of comminution circuits – Barratt D. y Sochocky M.pdf

Material 11. Types and Characteristics of Common Grinding Circuits Flow Sheets – Earl R. y Craig R.pdf

Material 12. Primary Grinding Mills: Selection – Dor A. y Bassarear J.pdf

Material 13. Selection and Sizing of Primary Autogenous and Semi Autogenous Grinding Mills – Turner R.pdf

### **Subcarpeta 2.13 Transporte y almacenamiento**

Material 1. Tablas de Clasificación – CEMA.pdf

Material 2. Stockpile design for unit train loading – Packard C.pdf

Material 3. Stockpiling and reclaiming systems in mill design – Miller M.pdf

Material 4. Processing plant expansion at Kittila mine affords opportunity for significant material handling improvement – Holmer T. y Middlemiss J.pdf

Material 5. Principles of flow of solids in Bins - Jenike A.pdf

Material 6. Storage and flow of solids – Jenike A.pdf

Material 7. Design of bins and feeders for reliable minerals flow - Carson J.pdf

Material 8. Method of calculating rate of discharge from hoppers and bins - Johanson J.pdf

Material 9. Design criteria for bin feeders – Colijn H. y Carroll P.pdf

Material 10. Conveying capacity – Alles R.pdf

Material 11. Bombas SRL Denver - Denver Equipment Division.pdf

Material 12. Diseño de Tolvas – Zarate E.pdf

Material 13. Selection and Sizing of feeders, bins and stockpiles - Jenike A.pdf

Material 14. The Selection and Sizing of Conveyors and Stackers – Nordell L.pdf

Material 15. Selection and Sizing of Slurry lines, pump boxes and launders – Hanney K.pdf

Material 16. Selection and Sizing of Slurry Pumps for Grinding Circuits – McElvain R.pdf

Material 17. Belt Conveyor Selection and Stockpiling and Reclaiming Applications – Dietiker F.pdf

Material 18. Process Piping and Slurry Transportation – Loretto J y Laker E.pdf

Material 19. Conveyor Handbook – Metso Outotec.pdf

Material 20. Slurry Pump Handbook – Metso Outotec.pdf

### **Carpeta 3. Operaciones de Beneficio**

#### **Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica**

- [Material 1. Batac & RomJig jigging technology – MBE Coal & Minerals Technology.pdf](#)
- [Material 2. Apic jig – Tenova Delkor.pdf](#)
- [Material 3. Alljig – Allmineral.pdf](#)
- [Material 4. Gekko In Line Pressure Jig - Gekko.pdf](#)
- [Material 5. Mesa Wilfley – Holman Wilfley.pdf](#)
- [Material 6. Wilfley concentration tables – Outokumpu.pdf](#)
- [Material 7. Gemini Table – Mineral Technologies.pdf](#)
- [Material 8. Gravity Concentration Solutions – CarpcO.pdf](#)
- [Material 9. Coal Concentradores espirales – Outokumpu.pdf](#)
- [Material 10. Spiral separator – Mineral Technologies.pdf](#)
- [Material 11. Falcon Concentrators – Sepro.pdf](#)
- [Material 12. Concentrador Knelson – Knelson.pdf](#)
- [Material 13. Kesley Centrifugal Jig – Mineral Technologies.pdf](#)
- [Material 14. Concentrator iCon – Knelson.pdf](#)
- [Material 15. Gekko line spinner - Gekko.pdf](#)
- [Material 16. Allair – Allmineral.pdf](#)
- [Material 17. Allflux – Allmineral.pdf](#)
- [Material 18. Wemco HMS Systems - EIMCO.pdf](#)
- [Material 19. Separador rectangular - Sweco.pdf](#)
- [Material 20. Heavy media cyclone - Krebs.pdf](#)
- [Material 21. Water only cyclone - Krebs.pdf](#)
- [Material 22. Kesley centrifugal implementation at Namakwa Sand for Zircon Recovery from Quartz Rejects – Van der Westhuyzen P., Jones T. y Malonde W.pdf](#)
- [Material 23. Spiral and Reichert cone circuit - Thomas F.pdf](#)
- [Material 24. The impact of gravity gold recovery at Kalgoorlie consolidated gold mines - Giblett A., Hillier D., Parker K. y Ramsell V.pdf](#)
- [Material 25. Centrifugal concentration and separation of precious metals – Knelson V.pdf](#)

Material 26. Incremento de la recuperación de oro en concentrados de plomo mediante la optimización de los concentradores gravimétricos Knelson - Santana V., Carrillo A., Quintero C. y Bravo J.pdf

### **Subcarpeta 3.2 Separación magnética.**

Material 1. Magnetic separator - Nippon Magnetics.pdf

Material 2. Suspended electromagnets - Eriez.pdf

Material 3. Suspended Magnets - Industrial Magnetics.pdf

Material 4. Drum separators - Eriez.pdf

Material 5. Wet drum magnetic separator – Dings Magnetics Group.pdf

Material 6. Induced Roll Magnetic Separator – Mineral Technologies.pdf

Material 7. Allgauss - allmineral.pdf

Material 8. WHIMS - Mineral Technologies.pdf

Material 9. HGMS - Metso.pdf

Material 10. High intensity wet magnetic separation - Romero D. y Romeo J.pdf

Material 11. Magnetic separation in sulfide processing - Jiresting J. y Forsberg K.pdf

Material 12. Recovery of iron ore fines and ultrafines from tailings by using WHIMS - Steinberg M., Graham T. y Gerards M.pdf

Material 13. Recovery of valuable mineral from low grade iron ore fines and slime using Metso HGMS technology – Jiresting J., Kumar N., Hofstedt C. y Östlind P.pdf

### **Subcarpeta 3.3 Concentración electrostática.**

Material 1. Electrostatic High Tension Roll - Mineral Technologies.pdf

Material 2. Electrostatic Plate Separator – Mineral Technologies.pdf

Material 3. High Tension Roll Separator - Outokumpu.pdf

Material 4. Triboelectrostatic separation - Outokumpu.pdf

Material 5. Advances in electrostatic separation – Knoll F. y Taylor J.pdf

Material 6. New developments on electrostatic separation of fines – Oberrauner A. y Flachberger H.pdf

Material 7. Influences of saline water on electrostatic high tension separation – Ramsaywok P., Maluleke O., Grobler J. y Venter J.pdf

### **Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación**

Material 1. Flotation reagents – Cynamid.pdf

Material 2. Flotation reagents – Cytec.pdf

Material 3. Principales colectores – Arbitier.pdf

- Material 4. Principales espumantes – Arbitrator.pdf
- Material 5. Principales activadores – Arbitrator.pdf
- Material 6. Principales depresores – Arbitrator.pdf
- Material 7. Stack Cell – Eriez Flotation Division.pdf
- Material 8. Wemco 1 +1 Flotation Machines – FLSmidth.pdf
- Material 9. Dorr Oliver Eimco Flotation Technology – FLSmidth.pdf
- Material 10. Flotation machine Cell systems RCS – Metso Minerals.pdf
- Material 11. DR Flotation Machines – Metso Minerals.pdf
- Material 12. OK –R and OK –U Flotation Cells – Outotec.pdf
- Material 13. Tankcell S Series – Outotec.pdf
- Material 14. SkimAir for Flash Flotation and Flash Roughing – Outokumpu.pdf
- Material 15. Column flotation – SGS Mineral Services.pdf
- Material 16. SlamJet – Eriez Flotation Division.pdf
- Material 17. Cavtube - Eriez Flotation Division.pdf
- Material 18. Sonic Sparger ColumnCells – Outotec.pdf
- Material 19. Jameson Cell - Glencore.pdf
- Material 20. Contact Cell - SGS Mineral Services.pdf
- Material 21. Imhoflot Cell – Maelgwyn Mineral Services.pdf
- Material 22. Hydrofloat - Eriez Flotation Division.pdf
- Material 23. Flotation – Claridge P., Holmes G. y Redfearn M.pdf
- Material 24. Tablas de flotación - Pryor E.pdf
- Material 25. Tablas de flotación Pierre B.pdf
- Material 26. Tablas de flotación Nagaraj D., Raymond F. y Esau A.pdf
- Material 27. Relaciones de densidad de pulpa – Cytec.pdf
- Material 28. Application of the Woodgrove SFR technology at the New Afton Concentrator - Swedburg K., Bennett C., Samuels M. y Wells P.pdf
- Material 29. Design, installation, commissioning and operation of fine grinding technology at the Kevitsa Mine – Nielsen B., Lehto H. y Musuku B.pdf
- Material 30. From magnetite to chalcopyrite a story of versatility and efficiency at Glencore’s Ernest Henry Mining Operation - Siliezar J., Whebell T., Perkins T., Law H., Scobie P., Larson M. y Barns K.pdf
- Material 31. Organical carbon mitigation at Peñasquito - Lind P., Tomlinson M. y Awmack J.pdf

[Material 32. Removal of organic carbon with Jameson Cell at Red Dog Mine – Smith T., Lin D., Lacouture B. y Anderson G.pdf](#)

[Material 33. Recent process developments at the Phu Kham Copper Gold Concentrator Laos – Bennett D., Crnkovic I. y Walker P.pdf](#)

[Material 34. Telfer processing plant upgrade – The implementation of additional cleaning capacity and the regrinding of copper and pyrite concentrate - Seaman D., Burns F., Adamson B., Seaman B. y Manton P.pdf](#)

[Material 35. Improved cleaner circuit design for better performance using the Jameson Cell – Huynh L., Araya R., Seaman D., Harbort G. y Munro P.pdf](#)

[Material 36. Designing the optimal flotation circuit, the Prominent Hill case - Barns K., Colbert P. y Munro P.pdf](#)

[Material 37. Mt Isa Copper Concentrator Cleaner Circuit redesign – Lawson V., Muller M., Radulovic P. y Wallace J.pdf](#)

[Material 38. Necessity driving change and improvement to the cleaner circuit at Lumwana Copper Concentrator – Araya R., Cordingley A., Mwanza A. y Huynh L.pdf](#)

[Material 39. Improved flotation process control at Newcrest's Telfer Operation – Bass D., Hille S. y Karageorgos J.pdf](#)

[Material 40. Design and engineering of flotation circuits – Lane G., Brindley S., Green S. y Mcleod D.pdf](#)

[Material 41. Flotation Frothers: Review of their classifications, properties and preparation – Khoshdast H. y Sam A.pdf](#)

[Material 42. Chemistry of flotation – Fuerstenau D.pdf](#)

[Material 43. Flotation reagents – Fuerstenau D. y Herrera – Urbina R.pdf](#)

[Material 44. A review of flotation collectors: From fundamental to practice – Liu G., Xia J., Yan X. y Zhong H.pdf](#)

[Material 45. Flash flotation circuit design considerations – Heath J. y Murphy B.pdf](#)

### **Subcarpeta 3.5 Separación sólido - líquido**

[Material 1. Contraflo – WesTech.pdf](#)

[Material 2. Contact clarifier - WesTech.pdf](#)

[Material 3. SuperSettler - WesTech.pdf](#)

[Material 4. AltaFlo - WesTech.pdf](#)

[Material 5. Hiflo - WesTech.pdf](#)

[Material 6. Paste thickeners - WesTech.pdf](#)

[Material 7. Krauss Maffei Disc and drum filters - Andritz.pdf](#)

[Material 8. Dorr Oliver Press belt drum filter - FLSmidth.pdf](#)

- Material 9. Vacuum filters - Tefsa.pdf
- Material 10. Larox Disc CC Filter - Outotec .pdf
- Material 11. Horizontal pan filter – FLSmidth.pdf
- Material 12. Horizontal belt filter - FLSmidth.pdf
- Material 13. Delkor filter press - Tenova.pdf
- Material 14. Filtro prensa VPA - Metso.pdf
- Material 15. Shiver filter press- FLSmidth.pdf
- Material 16. Filter press FPS - Outotec.pdf
- Material 17. Larox FFP - Outotec.pdf
- Material 18. Larox PF DS - Outotec.pdf
- Material 19. Larox SC filters - Outotec.pdf
- Material 20. PF filer- Outotec.pdf
- Material 21. Hyperbaric disc filter – Adritz.pdf
- Material 22. Pressure drum filter - Adritz.pdf

### **Subcarpeta 3.6 Balances metalúrgicos**

- Material 1. Metallurgical balances – Richardson J. y Mular A.pdf

### **Carpeta 4. Evaluación económica.**

- Material 1. A Handbook for estimating Mining and mineral processing equipment costs and capital expenditures and aiding mineral project evaluation CAPCOSTS – Mular A. y Poulin R.pdf
- Material 2. Tablas factores de interés – Gentry W. y O’Neil J.pdf
- Material 3. Product Marketing Contracts – Allen G. y Allen A.pdf

El lector tiene acceso a estos recursos del Material Digital que se encuentra para su descarga libre en el [Apéndice F](#) ubicado en la última página de este trabajo.

# 1. INTRODUCCIÓN

---

El proyecto de modificación del plan de estudios de la Licenciatura en Ingeniería de Minas y Metalurgia de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México presentó la actualización, modificación y rediseño de las asignaturas del programa de estudios. Uno de los principales cambios fue la modificación de la asignatura de Proyectos Minero-metalúrgicos distribuyendo la carga académica en dos asignaturas Diseño de Operaciones Mineras y Diseño de Operaciones Metalúrgicas permitiendo la aplicación de los conocimientos adquiridos en el Área de Metalurgia en el diseño de proyectos. La nueva asignatura Diseño de Operaciones Metalúrgicas tiene el objetivo de fortalecer la modelación y diseño de dichas operaciones de acuerdo con el Proyecto de Modificación del Plan de Estudios de la Licenciatura en Ingeniería de Minas y Metalurgia aprobado por el Consejo Técnico y el Consejo Académico del Área de las Ciencias Físico Matemáticas y de las Ingenierías (UNAM, s.f., p.30).

El nuevo plan de estudios demanda la elaboración de materiales didácticos de apoyo a la docencia especialmente para las nuevas asignaturas. La asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas requiere de un material enfocado al diseño de proyectos metalúrgicos aplicando conocimientos previos de las asignaturas del Área de Metalurgia e Ingeniería Aplicada. Para formular un proyecto metalúrgico, es importante que el alumno cuente con los conocimientos del diseño de operaciones metalúrgicas para entregar y presentar un informe final de un proyecto metalúrgico a partir de un caso de estudio asignado como lo señala el temario de esta asignatura. Un curso sobre el diseño de operaciones metalúrgicas implica analizar los elementos de una planta metalúrgica haciendo énfasis en el diseño de las etapas del proceso de beneficio, cálculo de las variables de operación, selección de equipos y planteamiento de procesos piro e hidrometalúrgicos. Resulta importante señalar que pocos materiales bibliográficos abordan el diseño de plantas de procesamiento de minerales siendo de difícil acceso para los estudiantes y solo pocos muestran una metodología para el diseño de cada operación metalúrgica.

El presente material didáctico surge de la necesidad de otorgar un material de apoyo a los estudiantes y una herramienta para los profesores de la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas elaborado como parte del programa de servicio social “Elaboración de Material Didáctico para las Asignaturas del Área de Metalurgia” con clave DGOSE: 2018 -12/81 - 4799.

Este material didáctico es un libro de texto especializado en el diseño de plantas metalúrgicas que presenta una metodología para el diseño conceptual de circuitos de trituración y molienda, procesos de concentración, formulación de procesos de metalurgia extractiva, principios de simulación y evaluación de la viabilidad económica de un proyecto de esta índole.

El objetivo de este trabajo es elaborar un material didáctico práctico especializado en el diseño de operaciones metalúrgicas que permitan el entendimiento de las variables que conforman un proyecto metalúrgico para conocer las características de cada operación y prácticas generales en el beneficio de minerales, para obtener un diseño conceptual que permita el desarrollo de un modelo útil para la simulación de cada operación.



En esta opción de titulación se desarrolló un material didáctico que contempla siete capítulos con información relevante sobre el diseño de cada etapa del proceso de beneficio, estimación de variables operativas, selección de equipos y criterios para definir la ruta de beneficio.

Con este trabajo se busca un aprendizaje completo mediante la formulación de ejercicios y ejemplos de diseño, además de incluir material digital compuesto por casos de estudio de proyectos nacionales e internacionales, catálogos de equipos, manuales de los principales proveedores y artículos complementarios que buscan reforzar el aprendizaje de cada capítulo.

Al final de cada capítulo se da crédito a las obras y autores consultados para que los estudiantes puedan abundar sobre los temas de interés. El material solo se limita al diseño conceptual para un proyecto metalúrgico a partir de información del mineral, pruebas metalúrgicas y características de la operación minera.

## 1.1 OBJETIVOS

- Elaborar un material didáctico de apoyo para la nueva asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas del plan de estudios 2016 de la Licenciatura en Ingeniería de Minas y Metalurgia.
- Exponer las características de un proyecto metalúrgico para determinar el tipo de proyecto a desarrollar a partir de un mineral.
- Generar un banco de información de casos de estudio para el análisis de diversas problemáticas en proyectos metalúrgicos.
- Recolectar documentos de interés como manuales de equipos, catálogos de reactivos, gráficos y tablas de apoyo para el diseño de operaciones metalúrgicas.
- Elaborar una herramienta de apoyo para los profesores que imparten la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas y se emplee el material digital para motivar al aprendizaje en el diseño de proyectos metalúrgicos y desarrollar un criterio de decisión.
- Desarrollar una metodología para el diseño de operaciones metalúrgicas.

## 1.2 METAS

- Elaborar un texto didáctico con información relevante de expertos en el diseño de plantas, accesible y claro para los estudiantes de la carrera de Ingeniería de Minas y Metalurgia.
- Recuperar material generado por diversos autores y proveedores que otorga información valiosa para el dimensionamiento, diseño y selección de trituradoras, molinos, cribas, hidrociclones, bandas transportadoras, sistemas de bombeo, bancos de flotación, equipos de concentración gravimétrica, magnética y electrostática.
- Generar imágenes, ejemplos y ejercicios que otorgan claridad a los métodos empíricos propuestos por especialistas citados en diversos libros y artículos de interés para la industria minera.
- Conformar una bibliografía de textos especializados en el procesamiento de minerales utilizados para la conformación del material didáctico donde se da crédito a las obras y autores consultados.

### 1.3 PROBLEMÁTICA

No existe un libro de texto práctico sobre el diseño de plantas, tampoco un manual que compile metodologías para la selección de equipos. Actualmente son pocos los libros que abordan el diseño de plantas, algunos son de difícil acceso o fueron editados entre los años de 1949 y 1986, consultar un libro de esta índole trae consigo la exposición de algunos equipos o procesos que han quedado obsoletos pero el objetivo de cada operación metalúrgica continua. Algunas metodologías empíricas expresadas en estos libros continúan vigentes por su importancia para la comprensión de los procesos metalúrgicos.

La mayoría de los especialistas en el diseño de plantas metalúrgicas se basan en su experiencia en diversas operaciones para elaborar modelos que permiten comprender el comportamiento de diferentes procesos metalúrgicos como es el caso de la Teoría de Bond y la expresión generalizada de Plitt. De esta manera es complicado encontrar un libro de texto con una estructura enfocada en el diseño de una operación metalúrgica, con información de actualizada, modelos y observaciones de especialistas en el tema, casos de estudio que presenten los retos del tratamiento de minerales complejos, ejemplos y ejercicios prácticos referentes al diseño de las operaciones, presente tablas y gráficos publicados por diferentes fabricantes para la selección de equipos y se encuentre disponible a nivel licenciatura.

Por lo anterior, la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas no cuenta con este recurso para que los estudiantes formulen un proyecto metalúrgico. Los recursos existentes en la universidad no contemplan el conocimiento de nuevas tecnologías y procesos empleados en la industria minera que impide que el alumno lo aplique en casos reales o comprenda los procesos vistos en prácticas y estancias profesionales. En la actualidad en las bibliotecas de Ciudad Universitaria se encuentran libros enfocados a las asignaturas de Preparación y Concentración de Minerales e Hidro y Pirometalurgia, sin embargo, ninguno está enfocado al diseño de operaciones metalúrgicas.

Para incrementar el interés de los estudiantes en el campo de la Metalurgia Extractiva en la Licenciatura de Ingeniería de Minas y Metalurgia es necesario que cuenten con libros de apoyo que fortalezcan su formación en esta área y le permita un mejor desempeño profesional en este campo. Es importante mencionar que un ingeniero de minas y metalurgista tiene la capacidad de planificar, diseñar, organizar y supervisar proyectos de explotación en operaciones de minas subterráneas y superficiales, instalaciones mineras, sistemas y equipos auxiliares, así como diseñar y supervisar el procesamiento de los minerales que implica un trabajo multidisciplinario entre geólogos, ingenieros de minas, ingenieros metalúrgicos y de otras disciplinas.

## 1.4 METODOLOGÍA

1. Se realizó una búsqueda y recopilación de diversas fuentes (libros, artículos, memorias de congresos y convenciones, tesis, catálogos, manuales, revistas mexicanas y extranjeras).
2. Se realizó un análisis de la información que permitió estructurar un libro para el diseño de plantas de procesamiento de minerales con conceptos claros.
3. Se realizó un trabajo de investigación en diversas fuentes para concentrar en una sola obra que enfoque al diseño de operaciones metalúrgicas. La información recolectada conformo cada capítulo con conceptos básicos, metodologías de diseño e información general de cada proceso.
3. Se elaboró el contenido de cada capítulo mediante un trabajo de traducción del inglés al español de las fuentes bibliográficas recopiladas y aportaciones propias de acuerdo con mi experiencia como alumno de la Licenciatura de Ingeniería de Minas y Metalurgia y comentarios de mi asesor del material didáctico. Para generar un material que incluya un lenguaje técnico que facilite su lectura y comprensión, cuidando las citas para dar crédito a las obras y autores consultados.
4. Se elaboraron los gráficos, tablas, imágenes, ejercicios y ejemplos que forman parte del material didáctico relacionado con el diseño de operaciones metalúrgicas.
5. Se estructuró y conformó el texto con una edición formal y práctico para su consulta.
6. Se clasificaron los artículos, catálogos, manuales y casos de estudio que conforman el material digital que garantizará un material didáctico para un aprendizaje significativo de los estudiantes.

## 2. OPERACIONES METALÚRGICAS

En la naturaleza se encuentran diferentes minerales algunos de interés económico generalmente denominados menas. Estos minerales son extraídos mediante métodos de explotación en función de las características del depósito mineral y la roca encajonante. Los minerales extraídos pueden ser elementos nativos o minerales complejos que son un desafío para lograr su beneficio. Para el beneficio de minerales se requiere de una combinación de operaciones metalúrgicas que involucran procesos fisicoquímicos como se muestra en la Figura 2.1.

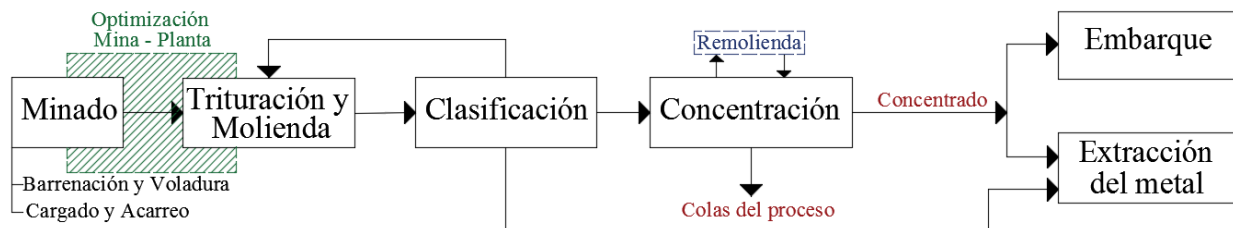


Figura 2.1 Operaciones metalúrgicas en el procesamiento de minerales

El objetivo de una planta de beneficio es aumentar la concentración del mineral valioso para que sea llevado a un proceso de extracción que permita la obtención del metal o un producto de alta calidad de interés comercial.

**Reducción de tamaño (Comminución):** El objetivo es la liberación de la mena, aumentando el área de contacto y facilita el transporte del mineral entre las demás operaciones. La reducción de tamaño se lleva a cabo en equipos de trituración y molienda. En el Capítulo 3.12.4 se trata el tema de optimización de mina a planta que resulta de gran interés en la actualidad.

**Clasificación:** La reducción de tamaño produce partículas de diferentes granulometrías, algunas pueden no ser del tamaño adecuado para lograr la liberación de la mena por lo tanto requiere de una segunda reducción de tamaño. El objetivo de esta operación es la clasificación de las partículas que no cumplen con el tamaño para ser recirculadas a una nueva etapa de reducción.

**Concentración de minerales:** Es el proceso de enriquecimiento del mineral de interés económico que elimina la mayoría de los minerales que no tienen un interés económico generalmente llamados ganga. Dependiendo de las características físicas y químicas del mineral se elige el método de concentración que otorgue las mayores recuperaciones y leyes del concentrado.

El destino final del concentrado dependerá de las instalaciones de la planta, puede ser solo una concentradora y verse en la necesidad de hacer el embarque del concentrado a una fundición o puede cumplir con el proceso de beneficio hasta la etapa de extracción empleando procesos hidrometalúrgicos o pirometalúrgicos.

**Remolienda.** Actualmente esta operación permite la liberación de menas diseminadas o refractarias utilizando una molienda fina que será enviada a procesos flotación o lixiviación como es el caso de las plantas de lixiviación de piritas.

**Extracción del metal:** Tiene como objetivo la obtención del metal por una ruta piro o hidrometalúrgica. La elección del método de extracción dependerá de las características del concentrado o mineral de interés económico.

El diseño de una planta de procesamiento de minerales requiere de un trabajo multidisciplinario entre ingenieros geólogos, mineros y metalúrgicos. Una planta de procesamiento de minerales comprende de varias unidades donde tienen lugar las operaciones metalúrgicas conformando circuitos de trituración, molienda, concentración y extracción.

### **Circuito de trituración.**

Es la primera operación de la unidad de procesamiento después de la fragmentación del mineral proporcionada por la voladura. La trituración se realiza en una o más etapas con relación al tamaño de partícula que se desea alcanzar. La trituración primaria recibe el material proveniente de mina y es reducido a un tamaño adecuado para enviarse a una molienda primaria o alimentar a trituradoras convencionales para cumplir con una trituración secundaria y terciaria.

Adicionalmente a los equipos de trituración se emplean cribas para clasificar el material y garantizar el correcto funcionamiento de los equipos aguas abajo ayudando a separar el material del producto final. La descarga de las trituradoras secundarias y terciarias se clasifica con cribas para recircular el material que no cumple con el tamaño deseado y el producto fino es almacenado para ser alimentado aun circuito de molienda o hacia el circuito de concentración.

### **Circuito de molienda.**

Actualmente es inusual que el circuito de trituración se realice con tres etapas de reducción de tamaño por lo general el mineral parte de una trituración primaria para ser enviado al circuito de molienda. La etapa de molienda primaria puede realizarse en molinos de barras, molinos autogenos (AG) o molinos semiautógenos (SAG). Las etapas secundarias y terciarias se llevan a cabo en molinos de bolas, molinos de guijarros o molinos especiales como los TowerMill, SMD, IsaMill, HIG MILL y VXPmill. El producto de la descarga de los molinos requiere de una clasificación donde los finos son alimentados a los procesos de concentración o extracción, y los gruesos son recirculados a la etapa de molienda para cumplir con la granulometría deseada.

### **Circuitos de concentración.**

En estos circuitos se busca la concentración de la mena mediante procesos gravimétricos, magnéticos, electrostáticos o flotación dependiendo de las características del mineral. Un circuito de concentración generalmente está compuesto de secciones que cumplen con un objetivo como puede ser la separación de gruesos, etapas de recuperación, limpia o agotativos.

## 2.1 FACTORES A CONSIDERAR EN EL DISEÑO DE PLANTAS METALÚRGICAS

El funcionamiento de las operaciones metalúrgicas se puede ver afectada por factores ajenos a la planta. Dichos factores puede ser geológicos, mineralógicos, económicos, operativos, ambientales y de seguridad, causando cambios inesperados que se traducen en grandes variaciones en el procesamiento.

Para evitar cambios en el diseño de plantas se deben tomar en cuenta estos factores que se han considerado problemáticos y en algunos casos han provocado el cierre de proyectos de acuerdo con Harris (2009) estos son:

- Cotizaciones en el mercado
- Cambios en la mineralogía del yacimiento
- Leyes subestimadas
- Cambios en la composición química del mineral
- Alteraciones y cambios en la dureza del mineral
- Cambio en las leyes de cabeza
- Ineficiencia del circuito para alcanzar las recuperaciones de diseño
- Cambios en el índice de trabajo
- Problemas para cumplir con la granulometría y tonelaje deseado
- Cambios en la densidad del mineral
- Reservas de mineral subestimadas
- Ineficiencia para cumplir con el consumo de agua para planta
- Ubicación de la planta respecto a mina
- Problemas en la operación de la mina
- Clima y topografía del sitio
- Problemas con el área requerida para la construcción de la planta
- Cambios en los costos de capital y operativos
- Problemas con el dimensionamiento de equipos
- Problemas con el consumo de energía
- Aumento en el tiempo de molienda
- Cambios en la carga de bolas
- Demanda de reactivos
- Cambios en la cinética de flotación
- Retrasos en el embarque de concentrados
- Distancia a la fundición
- Problemas en el bombeo
- Normatividad ambiental
- Falta de sistemas de seguridad.

## 2.2 REGLAS GENERALES DE DISEÑO EN PLANTAS METALÚRGICAS

Halbe (2009) plantea algunas reglas para el diseño de plantas basado en su experiencia y observaciones en diversas unidades:

### **Primera regla.**

Es importante conocer el mineral que mina enviara a planta y conocer cómo reacciona metalúrgicamente cada componente. Se recomienda llevar a cabo siempre pruebas metalúrgicas y luego realizar el diseño de la planta basándose en los resultados obtenidos de las muestras del yacimiento mineral.

### **Segunda regla.**

Es importante realizar un estudio de factibilidad donde se deben de estimar los costos de inversión y operativos en el proyecto. Estos estudios tienen el objetivo de conformar una proyección del flujo de efectivo, esto se realiza debido a la problemática de estimar el tiempo que le tomara al proyecto alcanzar la capacidad de diseño y las recuperaciones proyectadas que generan una rentabilidad.

### **Tercera regla.**

Esta regla es enunciada por un especialista involucrado con una gran cantidad de proyectos hidrometalúrgicas “Si la química de un proceso es nueva, se debe de asegurar de comprenderla por completo. Si la química del proceso ya tiene bases establecidas, es necesario asegurarse de entender todas las reacciones que se tendrán en dicho proceso”. No cumplir con conocer correctamente un proceso lleva a tomar malas decisiones que puede perjudicar la economía del proyecto.

### **Cuarta regla.**

Esta regla hace referencia a las innovaciones que pueden existir en una planta de beneficio, en el uso de un nuevo proceso, un nuevo equipo o cualquier otra innovación es fundamental evaluar si es absolutamente esencial para el proceso y la viabilidad económica de la planta para ajustarse al diseño. Si no lo es, no se debe realizar dicho cambio.

### **Quinta regla.**

El diseño de una planta en primera estancia tendrá varias áreas críticas o complicadas, es aquí donde se gasta la mayoría de dinero, tiempo en pruebas y ensayos metalúrgicos antes de culminar el diseño. Una vez que el diseño se termina se debe de plantear diferentes escenarios de los problemas que podrían ocurrir y darle solución.

## 2.3 CASOS DE ESTUDIO EN EL DISEÑO DE PLANTAS

Los primeros cuatro casos son relatados por Harris (2009) cada uno fue observado durante sus visitas a diferentes operaciones.

### **Cerró Corporation, Estados Unidos.**

La compañía poseía una mina de fluorita en Kentucky poco después que entro en operación la planta de beneficio, se descubrió que el flujo de agua requerida para la unidad no cumplía con la demanda necesaria para la operación. Esta situación hizo imposible la explotación de la fluorita causando su cierre. Los restos de la planta se observan en los campos de maíz justo al lado de las carreteras de Paducah. El gran error de la compañía fue construir su planta de beneficio sin asegurarse que la mina podía cumplir con la producción. Este caso también sucede cuando se subestiman las reservas, se debe tener en cuenta que toda la infraestructura de la planta estará en función del tonelaje que se tratará y la vida del proyecto.

### **Gold Quarry de Newmont, Estados Unidos.**

La mina realizó pruebas con muestras de mineral a una molienda de 200 mallas ( $75 \mu\text{m}$ ) dando como resultado recuperaciones de oro entre 65 % y 95%. Gold Quarry después de varias pruebas metalúrgicas designo un promedio del 90 % en la recuperación de oro. Este dato se utilizó para los estudios de factibilidad. Fue hasta que el presidente de la junta se cuestionó por las bajas recuperaciones, lo cual generaba una gran variabilidad en la rentabilidad del proyecto.

Para encontrar una respuesta se hizo un extenso estudio mineralógico donde se identificó partículas microscópicas de oro refractarias en la matriz de la roca. Este hallazgo resultó en llevar al mineral a una molienda fina para liberar las partículas de oro, este cambio se incorporó en el diseño de la planta donde se decidió construir un circuito de molienda AG/SAG.

### **Cerro de Pasco, Perú.**

Las muestras de mineral de cobre fueron llevadas al laboratorio de la compañía en la década de 1960 con éxito dando leyes por encima del 20 % de Cu y recuperaciones del 90%. Los resultados fueron aceptados sin discusión y la planta fue puesta en marcha, después del primer día, la ley del concentrado no supero el 10 % de Cu.

Para obtener respuestas se contrató al laboratorio American Cyanamid en Lima, los resultados fueron similares dando una ley de concentrados del 20 %. Finalmente, se examinó una muestra del concentrado producido en la planta en el microscopio por el jefe del laboratorio y fue hasta un aumento de X900 que el secreto fue revelado, el concentrado contenía un alto porcentaje de pirita cubierta con una capa de cobre nativo. Esto se debía a que el tiempo de molienda era muy largo lo que permitía una precipitación del cobre en la pirita que flotaba como si fuera un mineral de cobre. Este caso fue documentado en un artículo llamado "Microscopy for the Mill Man".

### **San Manuel Concentradora de cobre/ molibdeno, Estados Unidos.**

En términos generales, si se va a instalar una planta de flotación, lo ideal es producir un concentrado de alta ley. Desde un punto de vista económico resultó viable, producir concentrados de menor ley con mayores recuperaciones por la distancia a la función. Pero si



los concentrados se van a enviar a fundidoras lejanas es mejor producir concentrados de mayor ley con una menor recuperación para compensar los costos de transporte.

En la concentradora de Arizona el trabajo realizado por el laboratorio reveló que una mayor recuperación de molibdeno podría ser producido en la concentradora a expensas de tener una menor recuperación de cobre. Dependiendo de los precios de venta de los dos metales, era más económico producir molibdeno cuando su precio de venta estaba al alza y el precio de venta del cobre iba a la baja.

### **Ampliación de la planta de extracción en Cananea, México.**

Encinas (2005) menciona que la planta de Mexicana de Cananea comenzó operaciones hidrometalúrgicas en el año de 1923, utilizando una planta para extraer el cobre de un solución enriquecida con chatarra de Hierro, lográndose una producción de 35 toneladas por día (tpd), posteriormente en el año de 1976 se innovo con el proceso de Extracción por Solvente y Deposición Electrolítica (E.S.D.E.) que sustituye el proceso de cementación por ser más económico razón por la cual en el año de 1980 Cananea arranca la primera Planta E.S.D.E de México con una capacidad de 11,000 tpa (toneladas por año) de cobre catódico con un 99.99 % de pureza, la cual opero en paralelo con la planta de cementación hasta el año de 1988.

En los siguientes años, el constante crecimiento de las operaciones de mina debido a los cambios en las condiciones de operación y con el cambio del método de explotación de uno subterráneo a una minería a cielo abierto incremento la producción de mineral lixiviable y por consiguiente el volumen de solución de enriquecida. Es por eso que el año 1989 se arrancó con el proyecto de la segunda Planta E.S.D.E con una capacidad de 22,000 tpa, sin embargo, el crecimiento de la capacidad de la mina obligo a una ampliación de la Planta E.S.D.E II a 44,000 tpa. Sin embargo, en el año del 2005 se realizó un análisis del proyecto para incrementar la producción de la Planta E.S.D.E. I a 21,900 tpa para lograr una producción de 65,900 toneladas anuales ([Material Digital: Carpeta 1. – Subcarpeta 1.1 – Material 1](#)).

### **Recuperación de valores de plata a partir de jales en la Unidad Fresnillo, México.**

Bravo y Gómez (2003) indican que la Unidad Fresnillo operaba hasta entonces en el procesamiento de minerales de Plomo y Zinc. La planta ha tenido importantes crecimientos y transformaciones que lo llevaron desde trabajar a un ritmo de 350,000 tpa en el año de 1984, hasta 1, 400,000 toneladas durante el año 2001.

Debido a la explotación de vetas ricas en plata y bajos contenidos de zinc, en la planta de procesamiento se tuvo una disminución significativa en los contenidos de zinc a mediados del año 1986, entonces se optó en eliminar el circuito de zinc de la planta concentradora. En años siguientes cuando la profundidad de las vetas aumento se comenzó a incrementar los contenidos de zinc, donde se detectó una asociación importante entre plata y la mena de zinc. Fue en el año de 1998 que después de diversas pruebas metalúrgicas se decidió instalar un circuito de flotación para recuperar los valores de zinc.

Posteriormente al descubrimiento de los valores de plata presente en el mineral de zinc, se realizó un muestreo en los jales del proceso de flotación, este estudio arrojó la factibilidad de tratar los jales que se produjeron durante el periodo en que se eliminó el circuito de flotación de Zn. Se encontró 4.87 millones de toneladas, con leyes de plata promedio de 102 g/t, 0.40 g/t de oro y 0.75 % de zinc.

Para el tratamiento de estos jales se realizó diversas pruebas metalúrgicas, la primera de ella fue utilizando una lixiviación dinámica con cianuro de sodio que permitió recuperaciones en el orden de 60 % pero la inversión de una planta de lixiviación dinámica resultaba muy alta considerando los valores contenidos en los jales. La segunda prueba fue mediante el método de flotación donde se encontró una recuperación aceptable y la inversión requerida para el tratamiento de los jales era más baja que la planta de lixiviación.

Posteriormente se realizaron pruebas a nivel laboratorio para definir el método de flotación más factible para el tratamiento de los jales. Fue hasta el año 2000 después de muchos cambios en la planta de procesamiento de jales se realizó el repulpado de los jales, empleando en la planta dos molinos como etapa primaria y obtener un tamaño de partícula promedio de 65 micras para después ser enviado al circuito de flotación con tres bancos de limpia pero la planta no alcanza su capacidad de diseño. Por lo tanto, se continuó con la investigación metalúrgica para optimizar el proceso solamente con 2,300 tpd y no 3,000 tpd además de buscar disminuir los costos de operación.

Un gran problema que impacto el desempeño económico de la planta fue las altas deducciones de la proforma de liquidación en el que se incurre por la baja ley de plata en el concentrado final y su alto contenido de zinc, el cual generaba un castigo por parte de la fundición. Durante el año 2000 la caída en el precio de la plata hizo necesario continuar con la investigación llegando a la estrategia de obtener concentrados de zinc y recuperar la plata como un subproducto.

Posteriormente se hicieron cambios al circuito de flotación y al sistema de preparación y dosificación de una lechada de cal, para modificar el pH del circuito y poder flotar el zinc. Se suspendió el uso de sulfato de zinc que se había utilizado como depresor de los valores de zinc y se agregó sulfato de cobre como activador. La comercialización del concentrado de zinc obtenido se definió como la mejor opción; enviar el concentrado a Ciudad Juárez por camión y posteriormente viajar a Vancouver por ferrocarril. Con estos últimos ajustes el autor asegura que la operación de la planta se mantuvo rentable ([Material Digital: Carpeta 1. – Subcarpeta 1.1 – Material 2](#)).

### **Aumento en la recuperación de molibdeno en concentradora la Claridad, México.**

De acuerdo con Romero y Saltijeral (1995) el alza del precio del Molibdeno en los años noventa, se creó la necesidad de mejorar la eficiencia en las recuperaciones de los valores de la planta concentradora “La Claridad”. De esta manera se realizaron intensos estudios metalúrgicos concluyendo en el desarrollo de un nuevo reactivo denominado Hidromina, la cual permitió un incremento significativo en la recuperación de los valores de molibdeno hasta del 27% adicional a lo producido anteriormente en el concentrado de Cobre – Molibdeno ([Material Digital: Carpeta 1. – Subcarpeta 1.1 – Material 3](#)).

### **Flotación de óxidos de plomo en una planta diseñada para flotar sulfuros en la Unidad Santa Eulalia, México.**

Arreola et al. (2011) mencionan que el depósito de la Unidad Minera Santa Eulalia presenta una zona de sulfuros abajo del nivel 8 (1,224 m.s.n.m.) y una zona de óxidos arriba del nivel 8. En la zona de sulfuros se presentan minerales como galena, esfalerita y argentita. La zona de óxidos se encuentran presentes cerusita, anglesita y smithsonita en esta zona de óxidos de plomo y zinc se presentan contenidos de plata del orden de 150 a 200 g/t.

Con el objetivo de mejorar la recuperación de la planta, ante la presencia de minerales altamente oxidados de plomo y zinc en el yacimiento. Se decidió realizar estudios en el laboratorio metalúrgico para el beneficio del mineral por flotación, separación gravimétrica y lixiviación. Logrando mejores resultados con la flotación de minerales; los óxidos no son flotables, para lograr separarlos se emplea sulfuro de sodio para convertir la superficie del mineral en una superficie de sulfuro convirtiendo la superficie en hidrofílica en una hidrófoba que permite recuperar los valores de plata.

En una primera fase el equipo requerido para flotar los óxidos de plomo comprendía de una batería de hidrociclones, cuatro tanques acondicionadores, cuatro bancos de flotación primaria y dos bancos de limpia. Ante la imposibilidad de añadir estos equipos a la planta a corto plazo y para corroborar los resultados de laboratorio se realizaron cambios al diseño a la planta, tomando la mitad del circuito de sulfuros de plomo y zinc para flotar óxidos, adicionando una batería de hidrociclones y añadiendo una batería de hidrociclones para flotar por separado gruesos y finos modificando todo el sistema de bombeo. Con estos arreglos se tenía la mitad del equipo requerido para flotar sulfuros y una tercera parte para flotar óxidos.

De esta manera se realizaron las pruebas flotando primero los sulfuros de Pb y Zn y a partir de las colas de este primer circuito de sulfuros, flotar los óxidos de plomo. Mientras se corrían las pruebas en planta, al mismo tiempo en mina ocurrió un siniestro inundando los niveles inferiores, impidiendo las operaciones en esta zona donde se extraían los sulfuros. Quedando como único mineral disponible del nivel 8 hacia arriba que está altamente oxidado, esta zona había quedado fuera de los programas de explotación de la mina debido a su alto contenido de óxidos.

Ante esta situación, se tomó la decisión de tratar el mineral en la planta de beneficio con estas nuevas condiciones. La planta fue modificada para tratar el mineral de niveles superiores al nivel 8, esta decisión evito que se suspendieran las actividades de producción hasta desaguar la mina durante varios meses. Con este nuevo diseño mediante la flotación de óxidos de plomo se recuperó altos contenidos de plata permitiendo que la unidad operara de manera rentable.

Ante este nuevo panorama fue necesario hacer modificaciones al programa de trabajo, tres días se flotaba los sulfuros de plomo y zinc del stockpile enviando los óxidos y las lamas aun tanque y reprocesarlos en los tres días siguientes todo esto por la falta de equipos de instalaciones para hacerlo de forma continua.

En esta fase no se logró un concentrado de Pb - Zn de calidad comercial, se decidió pasar a una nueva modificación en la cual solo se trataría únicamente el plomo, tanto de los sulfuros y óxidos. El diseño de la planta se modificó encontrando un equilibrio en la dosificación del sulfuro de sodio para flotar los óxidos y no deprimir los sulfuros ([Material Digital: Carpeta 1. – Subcarpeta 1.1 – Material 4](#)).

## 2.4 CARACTERIZACIÓN DE MINERALES

En función de las características físicas y químicas de los minerales se diseñarán los circuitos de trituración, molienda, concentración y método de extracción del metal. No solo el diseño de plantas abarca a los minerales metálicos, también los minerales no metálicos y rocas que son esenciales para diversas industrias y requieren de un beneficio. Por lo tanto, es fundamental conocer la mineralogía del yacimiento que nos dará pauta para entender los minerales que se procesarán.

Dana (1960) definen a un mineral como “Un sólido homogéneo por naturaleza con una composición química definida (pero generalmente no fija) y una disposición atómica ordenada, normalmente se forma mediante un proceso inorgánico” (p.5).

Klein y Dutrow (2007) señala que desde el Siglo XIX la composición química de los minerales ha sido la base para clasificarlos en 12 clases, dependiendo del anión dominante o grupo aniónico. Existen varias razones por las cuales este criterio es válido para su clasificación. Los minerales que tienen el mismo anión o grupo aniónico dominante en su composición tienen semejanzas. Los minerales relacionados por el mismo anión tienden a ser asociados o se encuentra en un mismo entorno geológico. Por lo tanto, los sulfuros tienen una estrecha asociación en los depósitos minerales. La clasificación de los minerales empleada por diversos autores comprende de las siguientes clases:

1. Elementos nativos
2. Sulfuros
3. Sulfosales
4. Óxidos e hidróxidos
5. Haluros
6. Carbonatos
7. Nitratos
8. Boratos
9. Fosfatos
10. Sulfatos
11. Tungstos
12. Silicatos.

Klein y Philpotts (2013) señalan que se conocen aproximadamente 4,150 minerales de los cuales 1,140 son silicatos; 624 sulfuros y sulfosales; 458 fosfatos; 411 óxidos e hidróxidos; 234 carbonatos y 90 elementos nativos entre otros minerales. En el [Apéndice A-I](#) se muestran los minerales más comunes en la corteza terrestre.

Los minerales se pueden dividir en dos grupos desde un punto de vista económico en función del producto que se puede obtener de ellos, por lo tanto, se dividen:

- Minerales metálicos
- Minerales no metálicos.

**Minerales metálicos.** En esta clasificación encontramos a los minerales de los cuales se extrae uno o dos metales; un mismo metal puede extraerse de diferentes minerales. De esta manera existen varias especies minerales de las cuales se puede extraer cobre como la calcosina, bornita, calcopirita, cuprita, cobre nativo y malaquita; uno o varios de estos pueden estar presentes en un yacimiento mineral.

El contenido del metal de interés de un mineral se expresa generalmente en porcentaje y se calcula tomando los pesos atómicos de los elementos presentes en el mineral tomando como base su fórmula química como se muestra en el Ejemplo 2.1. En el [Apéndice A – II](#) se muestra un listado de las principales menas metálicas.

### **Ejemplo 2.1**

Consideremos a la hematita y se desea calcular el porcentaje teórico de hierro presente en este mineral. Se parte del conocimiento de su fórmula química y pesos atómicos de los elementos presentes.



#### **Solución**

Peso atómico del hierro = 55.85 u

Peso atómico del oxígeno = 16.00 u

Peso molecular de la Hematita =  $55.85 \times 2 + 16 \times 3 = 159.7$  u

$$\text{Porcentaje teórico de Hierro} = \frac{55.85 \times 2}{159.7} = 69.94 \%$$

El valor de la ley que se ensaya en un mineral se determina mediante un análisis químico de una muestra representativa. Los diferentes minerales presentes en un mineral se determinan mediante un análisis cualitativo. Cuando se conoce la ley del ensaye del mineral y los minerales presentes están determinados, los contenidos de mineral valioso y ganga pueden ser determinados como se muestran en el Ejemplo 2.2.

### Ejemplo 2.2

Una muestra de mineral presenta un 2 % de Pb, dicho mineral contiene galena como única mena de plomo. Todos los demás minerales son minerales de ganga. ¿Cuál es el peso de la ganga por tonelada de plomo?

Galena:  $PbS$

#### *Solución*

Peso atómico del plomo: 207.19 u

Peso atómico del azufre: 32.06 u

Peso molecular de la galena:  $207.19 + 32.06 = 239.25$  u

$$\text{Plomo teórico presente en la Galena} = \frac{207.19}{239.25} \times 100 = 86.06\%$$

$$\% \text{ Pb en la Galena} = 86.06\%$$

Contenido de Pb en el mineral: 2 %

Por lo tanto:

$$\text{Porcentaje de galena en el mineral es: } \frac{2}{86.60} \times 100 = 2.31 \%$$

$$\text{Porcentaje de ganga presente es: } 100 - 2.31 = 97.69 \%$$

$$\text{Toneladas de ganga por tonelada de mineral: } \frac{97.69}{100} = 0.9769 \text{ toneladas}$$

**Minerales no metálicos.** Son minerales utilizados con fines industriales en este grupo se encuentra los minerales y rocas industriales que son un grupo diverso y vital de materias primas que sustentan casi todos los aspectos de la actividad humana, infraestructura y nivel de vida por estas características son dignos de explotarse y procesarse en plantas de beneficio. En el [Apéndice A-III](#) se muestra un listado de los minerales y rocas industriales.

La demanda de estos materiales es el motor que los convierte en minerales importantes para la industria, cada mineral y roca industrial implican un producto que tiene alguna composición o propiedad comercial significativa en que se basa su uso. Muchas clasificaciones agrupan a los minerales y rocas industriales de acuerdo con sus usos finales como ornamentales, materiales de construcción, abrasivos, fundentes, catalizadores, cerámicos, vidrio, selladores, fertilizantes, productos químicos, cosméticos, papel, pigmentos, plástico, sustitutos de asbesto, filtrantes, adsorbentes, desecantes, lodos de perforación, refractarios, electrónica y materiales ópticos. Una tercera clasificación para los minerales señalada por Subba (2011) son los minerales energéticos que hacen referencia a las menas de uranio y torio.

Los ingenieros involucrados en el procesamiento de minerales deben de tener un pleno conocimiento sobre el mineral que se recibe de mina haciendo énfasis en sus propiedades físicas y químicas tanto para su identificación como para su separación en procesos de concentración. Cuando la liberación de la mena se logra mediante la etapas trituración y molienda, el proceso de concentración se hace posible. Dichas partículas liberadas deben de diferir lo suficiente en términos físicos o químicos de la ganga para poder responder a una concentración eficiente.

La caracterización del mineral es el primer paso a realizar antes de que el mineral sea sujeto a un procesamiento. Por lo tanto, se requiere la identificación de las especies que están presentes en el mineral, composición química, porcentaje relativo en la muestra y sus propiedades físicas (Pryor, 1985).

Las asociaciones entre los minerales pueden conducir a la identificación de otros minerales que están presentes en bajos porcentajes en el yacimiento. Los estudios de caracterización del mineral forman una parte integral, se debe de realizar una investigación mineralógica que debe de abarcar los minerales de valor económico y los minerales ganga, cuya presencia puede tener un impacto negativo en el procesamiento o generar deducciones en la venta de concentrados.

La identificación de los minerales se logra inicialmente mediante un examen visual en el campo a simple vista, utilizando lentes de aumento, lupas binoculares y luego se avanza a estudios microscópicos en laboratorio hasta llegar a análisis espectroscópico.

### **Características físicas.**

Las pruebas metalúrgicas en un proyecto son fundamentales para conocer la factibilidad del proceso de beneficio a emplear. La información recaudada de estas pruebas otorga las bases para el diseño de la planta de beneficio. En una primera instancia es fundamental caracterizar las muestras representativas que provienen de mina y así identificar las especies mineralógicas presentes en el depósito.

Las propiedades físicas se relacionan directamente con la mineralogía física por lo cual tienen una gran influencia sobre los procesos de trituración y molienda, así como en los métodos de concentración. Muchas propiedades físicas son empleadas para identificar minerales; las más comunes son lustre, dureza, clivaje, fractura, color de raya, brillo, tenacidad, transparencia, peso específico, susceptibilidad magnética y conductividad. Algunas propiedades resultan relevantes para la separación de la mena en los procesos de concentración como lo son la gravedad específica, susceptibilidad magnética, conductividad eléctrica e hidrofobicidad (Bolles, 1985).

**Gravedad específica.** La gravedad específica de un mineral es un número que expresa la relación entre su densidad y la densidad del agua a 4° C. Si un mineral tiene una gravedad específica de 2 significa que una muestra determinada de dicho mineral pesa dos veces lo que pesaría un volumen igual de agua. Cuando el mineral que se extrae de mina está compuesto por diferentes minerales como el caso de sulfuros masivos la gravedad específica estará en función de su composición mineralógica como se muestra en el Ejemplo 2.3.

La densidad de una sustancia cristalina como los minerales depende de los átomos de la que está compuesta y la manera como estén empaquetados los átomos en su red cristalina. Por lo regular las pruebas metalúrgicas y la ley del mineral se determinan con base al porcentaje en seco. Por lo tanto, para estimar las reservas se utiliza la densidad aparente seca. Para estimar el tonelaje de material que se extraerá o procesara se debe de considerar la densidad in situ, estos son dos claros ejemplos de la aplicación de las diferentes maneras de expresar la densidad de un mineral.

La mayoría de los procedimientos prácticos para la determinación de la densidad se basa en métodos de desplazamiento de agua donde el volumen de la muestra se obtiene a partir del volumen de agua que esta desplaza en un recipiente. Las variaciones de este método dependen de las características físicas de la muestra y tipo de equipo de pesaje disponible. El volumen de agua desplazada por la muestra se puede medir directamente usando el Principio de Arquímedes, los métodos que se emplean son especificados en la ASTM D16-73 (Griffiths y Spry ,2001).

**Susceptibilidad magnética.** Estrictamente hablando todos los materiales se ven afectados de alguna manera cuando se colocan cerca de un campo magnético. Los minerales pueden clasificarse en función de sus propiedades magnéticas en minerales paramagnéticos que tienen una susceptibilidad baja, minerales diamagnéticos que no tienen susceptibilidad y minerales ferromagnéticos que tienen una alta susceptibilidad como la magnetita y la pirrotita. Algunos minerales paramagnéticos son la ilmenita, rutilo, wolframita, monazita, siderita, cromita y algunas menas de manganeso.

**Conductividad eléctrica.** La conducción de electricidad en los minerales se relaciona con el tipo de enlace. Los minerales con enlace puramente metálico, como los minerales nativos son conductores eléctricos por naturaleza, mientras que aquellos en que el enlace es parcialmente metálico como los sulfuros son semiconductores. Los minerales iónicos o con un enlace covalente son comúnmente no conductores.



**Hidrofobicidad.** Es una propiedad que nos permite clasificar a los minerales en polares y no polares en función del tipo de enlace químico. Los minerales no polares son compuestos simétricos en su estructura esta característica hace a los minerales hidrófobos pues no reaccionan con los dipolos de agua todos ellos con enlace covalente como el carbón, diamanté, talco, azufre y la molibdenita. A excepción de estos minerales los demás son polares es decir hidrofílicos por naturaleza como los sulfuros que en su mayoría son concentrados por flotación donde se utilizan reactivos para generar una capa hidrófoba.

### Ejemplo 2.3

Una muestra de sulfuros masivos contiene galena, esfalerita y pirita. Un análisis químico determinó con precisión que los minerales están presentes con un 10 % de galena, 35 % de esfalerita y 55 % de pirita. ¿Cuál es la gravedad específica de este mineral polimetálico?

### Solución

- Gravedad Específica de la galena: 7.6
- Gravedad Específica de la esfalerita: 4.1
- Gravedad Específica de la pirita: 5.0

$$7.6 (0.10) = 0.76 \text{ para la galena}$$

$$4.1 (0.35) = 1.44 \text{ para la esfalerita}$$

$$5.0 (0.55) = 2.75 \text{ para la pirita}$$

Por lo tanto, la gravedad específica del sulfuro masivo está dada por la suma de la gravedad específica ponderada de cada mineral:  $0.76 + 1.44 + 2.75 = 4.95$

**Fuerza aplastante.** La resistencia al aplastamiento de las rocas y mineral puede medirse de diversas maneras, una de ellas es el índice de trabajo de Bond. Además de esta prueba, existen parámetros adicionales que permiten relacionar la fuerza necesaria para triturar el mineral. Algunas pruebas o conceptos que permiten conocer la fuerza de aplastamiento son:

- Resistencia a la compresión uniaxial
- Fuerza a la tracción (uniaxial)
- Coeficiente de Poisson
- Módulo de Young
- Fuerza de carga puntual
- Tenacidad a la fractura
- Martillo de Schmidt
- Velocidades sónicas (ondas P y S).

Cuando se trata de una planta de trituración para la producción de agregados pétreos resulta importante la caracterización mecánica de las rocas para la selección de equipos y la configuración de la planta. Permitiendo que la planta opere durante la explotación de la cantera de manera continua; cumpliendo con el rendimiento y tamaño del producto deseado.

La mayoría de las pruebas antes mencionadas permiten al ingeniero realizar una comparación de la calidad del material. Estas pruebas son llamadas índices y son útiles para proporcionar una idea sobre la capacidad de trituración de un material. No solo en las rocas se evalúa su resistencia al aplastamiento, también en los minerales con el fin de conocer la fuerza de trituración a la cual deben ser sometidos para su reducción de tamaño. Con el fin de obtener una medida de la dureza del material, estos se pueden agrupar en función de su resistencia al aplastamiento como se muestra en la Tabla 2.3-1.

**Tabla 2.3-1**

Clasificación de la dureza de los materiales.

Resistencia a la compresión	Dureza del material	Resistencia a la tracción (MPa)	Resistencia a la compresión uniaxial (MPa)	Velocidad de ondas P (m/s)	Índice de trabajo (kW.h/t)
Mínima	Muy suave	< 0.5	< 5	< 500	< 2
Muy baja	Muy suave	0.5 - 2.5	5 - 10	500 - 1000	2 - 5
Baja	Suave	2.6 - 5	11 - 50	1001 - 2500	6 - 12
Moderada	Medianamente duro	6 - 15	51 - 150	2501 - 4000	13 - 18
Alta	Duro	16 - 23	151 - 250	4001 - 5000	19 - 25
Muy alta	Muy duro	24 - 35	251 - 350	5001 - 6500	26 - 35
Extremadamente alta	Extremadamente duro	> 35	> 350	> 6500	> 35

Adaptado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

Al momento de analizar los resultados de las pruebas índices se deben de considerar:

- La fuente donde provino el material y la posibilidad de que la muestra tenga discontinuidades previas al someterse a la prueba.
- Modo de fallo inducido durante la prueba.
- Considerar la anisotropía en la roca (estratificación en rocas sedimentarias).

Para la trituración de rocas las pruebas que muestran la forma más pura de la falla por tracción son la resistencia a la compresión y resistencia a la tracción directa son las pruebas que permiten evaluar su resistencia a la compresión. Las pruebas de compresión y tracción siguen estándares de la ISRM (International Society for Rock Mechanics).

**Abrasividad del mineral.** La abrasividad de los materiales desgasta los componentes de las trituradoras y molinos. Existen diversas pruebas para medir esta propiedad para la selección de equipos y medios de molienda es importante que se realice este estudio, con el fin de medir el nivel de desgaste que causan a los elementos de acero u otra aleación en cada equipo. Una de las pruebas más conocidas es el índice de abrasión de Bond " $A_i$ ", donde una carga establecida del material se coloca dentro de un tambor giratorio con una barra de acero la cual gira en conjunto con el material. Posteriormente se realiza el pesaje de la barra para medir la masa que se perdió durante el tiempo que estuvo en contacto con el material estableciendo el índice de abrasión. Esta prueba es válida desde el año 1940 debido a que permite la medición del desgaste de la fuerza normal causada por la velocidad diferencial y la abrasión del material. En la Tabla 2.3-2 se muestran algunos resultados obtenidos por esta prueba en diferentes materiales (Bearman, 2019).

**Tabla 2. 3-2**

Índice de abrasión de algunas rocas y minerales.

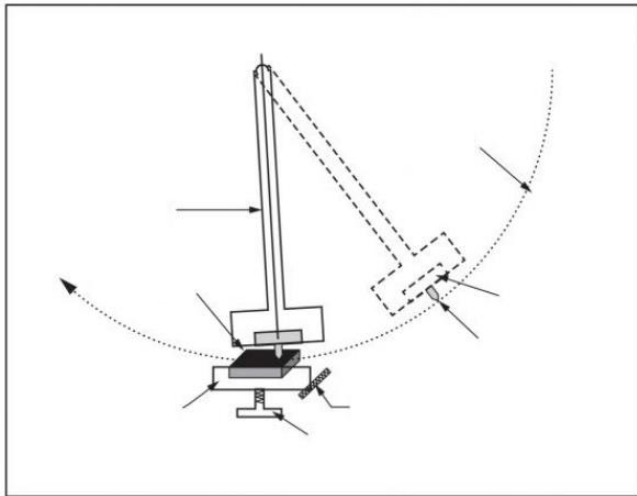
Índice de abrasión de algunos materiales		
Tipo de material	Índice de abrasión	Clasificación
Bauxita	0.0005 - 0.02	No abrasivo
Mineral de hierro	0.005 - 0.03	No abrasivo
Dolomita	0.001 - 0.05	No abrasivo
Magnetita	0.01 - 0.3	Ligeramente abrasivo - Abrasivo
Basalto	0.2 - 0.4	Ligeramente abrasivo - Abrasivo
Diabasa	0.2 - 0.4	Ligeramente abrasivo - Abrasivo
Gabro	0.4	Ligeramente abrasivo - Abrasivo
Mineral de cobre	0.3 - 0.45	Abrasivo - Muy abrasivo
Andesita	0.4 - 0.5	Muy abrasivo
Gneis	0.4 - 0.6	Muy abrasivo
Hornfles	0.4 - 0.7	Muy abrasivo - Extremadamente abrasivo
Granito	0.45 - 0.65	Muy abrasivo - Extremadamente abrasivo
Hematita	0.8	Abrasivo - Extremadamente abrasivo
Diorita	0.4 - 0.8	Muy abrasivo - Extremadamente abrasivo
Cuarcita	0.7 - 0.9	Muy abrasivo - Extremadamente abrasivo

Adaptado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

En las trituradoras el desgaste ocurre cuando el mineral entra en contacto con los componentes de la cámara de trituración de manera constante. Las pruebas que se realizan para conocer la abrasividad del material generalmente no se acercan a la velocidad de desgaste real en las trituradoras; esto quiere decir que los resultados del índice de abrasión no son un indicativo de la magnitud del desgaste de los elementos de acero de los equipos de trituración siendo solo una aproximación. Esto se debe al cambio que puede existir de una partícula a otra desde su geometría, tamaño y porcentaje de sílice, además de la capacidad a las cuales trabajan los equipos durante el proyecto haciendo que el desgaste sea irregular.

Existen dos pruebas de gran interés para la solución a este problema, estas pruebas son las de abrasión por contacto directo o ranurado (gouging abrasión test) " $G_i$ " y la prueba de CERCHAR (Laboratories du Center d'Études et Recherches des Charbonnages de France) " $CAI$ ". La prueba de abrasión mediante el ranurado es una prueba reciente y se basa en el desgaste que se genera cuando entra en contacto una pieza de metal con una muestra preparada de roca o mineral. La pieza metálica se monta en un dispositivo (máquina Charpy o Izod) el cual generara un movimiento pendular (Figura 2.3-1).

La muestra preparada se ubicada en la base del eje del péndulo y la pieza metálica oscila a una distancia determinada donde roza a la muestra creando un surco. El índice se calcula a partir de la dimensión de la superficie de desgaste en el extremo de la muestra. Este parámetro es conocido como el índice de abrasión de ranurado y demuestra la acción abrasiva del material directamente a la pieza de metal.



**Figura 2. 3-1** Equipo del índice de abrasión por contacto directo. Tomado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

La prueba de CERCHAR es estandarizada por la ISRM y consta de una aguja metálica montada en un equipo denominado RAA-100 que se mueve a través de una superficie plana del material preparado como una lámina (Figura 2.3-2). El RAA - 100 presenta un deslizamiento de precisión que le otorga a la aguja un movimiento suave sobre la roca a una distancia preestablecida la cual puede ser hasta de 0.01 mm (GCTS, Testing systems).



**Figura 2. 3-2** Aparato de abrasividad de roca (RAA-100). Tomado de GCTS (Testing Systems).

Esta prueba consiste en medir el desgaste en un plano de la aguja metálica cuya dureza es de  $200 \text{ kg/mm}^2$ , después de que la superficie de prueba es ranurada se examina en un microscopio el desgaste de la aguja metálica y se correlaciona con el índice de abrasión Cerchar (CAI). Como la aguja no ejerce ninguna fuerza sobre la superficie el desgaste se da de manera natural. En la Tabla 2.3-3 se muestra el índice de ranurado de algunos materiales y en la Tabla 2.3-4 se muestra la clasificación del índice de CERCHAR (Bearman, 2019).

**Tabla 2.3-3**  
Índice de abrasión CERCHAR.

<b>Índice de abrasión de ranurado típico</b>		
<b>Material</b>	<b>Índice de abrasión</b>	<b>Clasificación</b>
Basalto (Intemperizado)	0.5 - 1.00	No abrasivo
Bauxita	2.90 - 6.90	No abrasivo - Ligeramente abrasivo
Mineral de hierro	4.50 - 9.0	No abrasivo - Moderadamente abrasivo
Basalto	8.30 - 18.80	Moderadamente abrasivo - Altamente abrasivo
Brecha	16.90 - 18.00	Altamente abrasivo
Pórfido de cobre	16.00 - 18.00	Altamente abrasivo
Mineral de hierro bandeado	16.10 - 19.80	Altamente abrasivo
Cuarcita	18.20 - 22.20	Extremadamente abrasivo

Adaptado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

**Tabla 2. 3-4**  
Clasificación del índice de abrasión CERCHAR.

<b>Clasificación del índice de abrasión CERCHAR</b>	
<b>Índice de abrasión</b>	<b>Clasificación</b>
0.1 - 0.4	Extremadamente bajo
0.5 - 0.9	Muy bajo
1.0 - 1.9	Bajo
2.0 - 2.9	Medio
3.0 - 3.9	Alto
4.0 - 4.9	Muy alto
> 5.0	Extremadamente alto

Adaptado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

### **Características químicas.**

Con el objetivo de conocer los minerales que están presentes en una muestra representativa del yacimiento, se puede hacer una identificación megascópica a partir de las propiedades físicas. Para tener una caracterización precisa de la composición de los minerales se realizan análisis químicos convencionales entre los cuales encontramos dos tipos:

1. Análisis cualitativo en el que se identifican los elementos presentes en la muestra.
2. Análisis cuantitativo donde se calcula la masa o volumen de la muestra que se analizara y la cantidad proporcional a la del analito en la muestra.

Para la caracterización de los minerales existen diversos métodos los cuales se muestran en la Tabla 2.3-5.

Yoon et al. (2003) afirma “La necesidad de la caracterización de metales y minerales, ha permitido que se introduzcan nuevos métodos de análisis desde los años setenta como lo son la Espectrometría de Absorción Atómica (ASS), Espectrometría de Emisión Atómica de Plasma Acoplado Inductivamente (ICP –AES), Espectrometría de Masas con Plasma Acoplado Inductivamente (ICP-MS) y Espectrometría de Fluorescencia de Rayos X” (p.1).

La introducción de estos métodos permitió un avance en la caracterización de materiales, debido a sus límites de detección bajos y alta sensibilidad. Desplazando los métodos analíticos tradicionales como los gravimétricos, espectrometría ultravioleta – visible, técnicas electroquímicas y técnicas de microscopía.

### **Espectrometría de Absorción Atómica (AAS).**

Requiere de una muestra líquida, la cual es aspirada y mezclada con gases combustibles como acetileno, aire o acetileno y óxido nitroso. Esta mezcla se enciende en una llama cuya temperatura oscila entre 2,100 y 2,800 °C. Se utiliza una lámpara de cátodo hueco como fuente de excitación, este consiste en un ánodo de tungsteno y un cátodo cilíndrico sellado en un tubo de vidrio con un gas inerte, atomizador electrotérmico, monocromador, fotomultiplicador, un procesador de señal y un sistema de computación.

Un haz emitido por la fuente atraviesa el sistema de atomización que contiene la muestra en estado de gas atómico, este llega al monocromador que elimina la radiación que no interesa para el estudio, pasando así al detector de la radiación, donde procesa y amplía la lectura. El límite de detección es general es del rango de 1 – 10 ppm (Skoog et al., 2014).

### **Espectrometría de Emisión Atómica de Plasma Acoplado Inductivamente (ICP – AES).**

Es una técnica de análisis de elementos múltiples que disocia una muestra en su átomo e iones constituyentes que hará que emitan luz a longitudes de onda características. La muestra a analizar debe ser disuelta y luego se debe mezclar con agua antes de introducirse en el plasma. El plasma tiene el objetivo de excitar los átomos, a temperaturas de 6,000 – 10,000 °C permitiendo atomizar la mayoría de los elementos en comparación con el método ASS con límites de detección que oscilan entre 1 y 10 ppb.

### **Espectrometría de Masas con Plasma Acoplado Inductivamente (ICP-MS).**

Permite el análisis de elementos múltiples con rangos hasta el nivel de partes por billón. El límite de detección para la mayoría de los elementos se encuentra entre  $0.5 - 5 \text{ ng/dm}^3$ . Las muestras se descomponen en elementos neutros en plasma de argón a alta temperatura y se analizan en función de su relación masa / carga. Existen varios tipos de analizadores de masas, que pueden emplearse para separar isótopos en función de su relación de masa a carga.

### **Espectrometría de Fluorescencia de Rayos - X (XRF).**

En este método cuando los átomos en un material se irradian con fotones de rayos X primarios de alta energía, los electrones se expulsan en forma de fotoelectrones. Esto crea “espacio” entre electrones en uno o más de los orbitales, convirtiendo los átomos en iones que son inestables. Para restaurar los electrones de los orbitales externos llenen los espacios de los orbitales internos permitiendo que los átomos se han más estables. Dicho salto va acompañado de una emisión de energía en forma de un fotón de rayos X secundario. Cada uno de los orbitales corresponde a un nivel de energía diferente y la energía de los fotones emitidos está determinada por la diferencia de energía entre los orbitales inicial y final para la transición individual. La intensidad de emisión, número de fotones es proporcional a la concentración del elemento presente en la muestra. Este método es capaz de medir todos los elementos y puede analizar sólidos, líquidos y muestra en polvo.

Los resultados de los análisis químicos se informan comúnmente como porcentajes en peso de los óxidos o abundancia de elementos. Cuando los elementos químicos se presentan en grandes cantidades (más de 1 % en peso) se les denomina como elementos mayores o principales como lo son Si, Cl Ca, Mg, K, Na, Mn, Si, Al, Fe. Los elementos que tienen una ocurrencia entre 0.1 y 1 % se denominan elementos menores. Otros elementos que ocurren en cantidades pequeñas (menor al 0.1 % en peso) se conoce como elementos traza y se reportan en ppm o ppb, como lo son Zn, Cu, Pb, Cd, Cr, Ni, Hg, As, Se, Sb, Bi, Ag, V, Co, Mo, Ba, Ti y U (Klein y Philpotts, 2013).

**Tabla 2.3-5**

Métodos de análisis químico.

Método	Uso	Cualitativo	Cuantitativo
<b>Análisis Químico Húmedo Convencional</b>			
Espectrometría de Fluorescencia de Rayos X (XRF)	Elementos Mayores	X	
Espectroscopia de Absorción Atómica (AAS)	Elementos Menores		X
Espectrometría de Emisión Atómica de Plasma Acoplado Inductivamente (ICP-AES)	Elementos Traza		X
Espectrometría de Masas con Plasma Acoplado Inductivamente (ICP-MS)			X
<b>Microscopía Óptica</b>			
Microscopía de Luz Reflejada	Identificación de Minerales	X	
Microscopía de Luz Reflejada Transmitida		X	
Microscopía de Contraste de Fase (PCM)		X	
<b>Microscopio de Electrones</b>			
Microscopía electrónica de barrido (SEM)	Estructura Mineral y Composición	X	
Microscopía electrónica de barrido de emisión de campo (FE-SEM)		X	
<b>Microscopía Electrónica (QEMSCAN)</b>			
Espectroscopia de Fotoelectrones de Rayones X (XPS)	Estructura Mineral y Composición	X	
Microscopio electrónico de Transmisión (TEM)		X	
<b>Microscopía de Protones</b>			
Emisión de Rayos X Inducida por Protones (PIXE)	Estructura Mineral y Composición	X	
Análisis de Liberación Mineral (MLA)			
<b>Investigación Mineralógica</b>			
Difracción de Rayos X (XRD)	Identificación de Fase Mineral	X	
Espectroscopia Raman		X	
Espectroscopia Infrarroja		X	
Espectroscopia Infrarroja por Transformada de Fourier (FTIR)		X	
Microscopía de Fuerza Atómica (AFM)	Análisis de Superficies Minerales	X	
Análisis Térmico Diferencial (DTA)	Identificación de Mineral y Composición Mineral Semicuantitativa	X	
Análisis Termogravimétrico (TGA)	Composición Mineral	X	

Tomado de Subba (2016).



## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Calcule el porcentaje teórico de aluminio en la bauxita ( $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ).

**Solución: 39.11 % Al**

2. ¿Cuál es la ley máxima de un concentrado de Zinc que se puede obtener de una mena como la Esfalerita que tiene un contenido del 8 % de Zn?

**Solución: 67.10 % Zn**

3. Una muestra de hematita tiene un contenido de hierro del 60 %. ¿Cuál es el porcentaje de ganga en el mineral de hierro?

**Solución: 14.21 %**

4. Una muestra contiene calcopirita, pirita y otros minerales ganga que no contienen Fe o Cu. El análisis químico reporta un porcentaje de 22.5 %, 25.6 % de Cu y Fe respectivamente. Calcule el porcentaje de calcopirita, pirita y ganga presentes en la muestra.

**Solución: 64.97 %, 12.52 %, 22.51 %**

5. Una muestra contiene Ilmenita, Rutilo y Cuarzo, el análisis químico de la muestra reporto un porcentaje de Fe y Ti de 20.87 % y 28.57 % respectivamente. Calcule las toneladas de Ilmenita y Cuarzo en dos toneladas de mineral.

**Solución: 1.1342 toneladas de ilmenita y 0.7668 toneladas de cuarzo**

6. ¿Cuál es la ley de un concentrado de manganeso que se puede obtener de un mineral con 42 % Mn que contiene Braunita ( $3\text{Mn}_2\text{O}_3 \cdot \text{MnSiO}_3$ )? Estime la cantidad de ganga por tonelada de mineral.

**Solución: 63.60 % Mn, 0.3396 toneladas en una tonelada de mineral**

## REFERENCIAS

- Arreola H., Ramírez M., y Miranda P. (2011). Desarrollo y aplicación de un proceso para producir concentrado de óxidos de plomo con contenidos de plata por el método de flotación en la unidad Santa Eulalia. *Memoria Convención 1* (29), 293 -300.
- Bearman, R. (2019). Crusher Selection and Performance Optimization. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.), *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 432 - 437). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Bolles (1985). Mineral and Their Properties. En Weiss N. (Ed.), *Mineral Processing Handbook* (p. 2-1). Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Bravo J. y Gómez S. (2003). Transformación de una planta concentradora de minerales. *Revista Geomimet 1* (241), 22-33.
- Dana H. (1960). *Manual of Mineralogía*. (2a ed., pp. 6). Reverte.
- Encinas M. (2005). Proyecto de ampliación de la planta E.S.D.E del Grupo México. Sonora. *Memoria Convención 1* (25), 249 -252.
- GCTS (Testing Systems). Rock Abrasiveness Apparatus.
- Griffiths P. y Spry A. (2001). Mineral Resource and Ore Reserve Estimation. (pp. 57-61). The Australasian Institute of Mining and Metallurgy.
- Halbe D. (2009). A few general rules for plant design. En Malhotra D., Taylor P., Spiller E., y LeVier M. (Eds.), *Recent Advances in Mineral Processing Plant Design*. (pp. 9-14). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME).
- Harris L. (2009). Planta Design: What not to do. En Malhotra D., Taylor P., Spiller E., y LeVier M. (Eds.), *Recent Advances in Mineral Processing Plant Design*. (pp. 2-8). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME).
- Klein C. y Dutrow B. (2007). *Mineral Science*. (pp. 332). John Wiley & Sons.
- Klein C. y Phipotts A. (2013). *Earth Materials Introduction to Mineralogy and Petrology*. (pp. 64). Cambridge University Press.
- Kogel E., Trivedi N., Barker J., y Krukowski S. (2006). *Industrial Minerals & Rocks*. (pp.3, 49). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc.
- Mular A. (2009). Introductory Remarks. En Malhotra D., Taylor P., Spiller E., y LeVier M. (Eds.), *Recent Advances in Mineral Processing Plant Design*. (pp. IX). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME).
- Pennsylvania Crusher Company. (2003). *Handbook of Crushing* (pp. 10-12).
- Pryor E.J. (1985). *Mineral Processing*. (3a ed., pp. 5-7). Elsevier.
- Romero J. y Saltijeral F. (1995). Desarrollo de reactivo para incrementar la recuperación de molibdeno en concentradora La Caridad. *Memoria Convención 1* (21), 1 -24.
- Skoog D., West D., Holler J., y Crouch S. (2014). *Fundamentals of Analytical Chemistry* (pp.790 -792). Brooks/Cole Cengage Learning.
- Subba D. (2011). *Mineral Beneficiation a Concise Basic Course* (pp. 1-3). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Subba D. (2016). *Minerals and Coal Process Calculations* (pp. 1-7). CRC Press Taylor & Francis Group
- UNAM. (s.f.). Proyecto de modificación del plan de estudios de la licenciatura en ingeniería de minas y metalurgia Tomo I
- Yoon H., Yoon C., y Park. (2003). Quantitative Analysis of PGM using ICP –MS, ICP – AES, AAS and XRF. *SME Annual Meeting 1*(2).

### 3. CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

El diseño del circuito de trituración y molienda es uno de los mayores desafíos, este proceso debe ser eficiente permitiendo la liberación de la mena y mantener el menor consumo de energía. Se requiere de energía intensiva para mantener en funcionamiento de las trituradoras y molinos durante el turno. Se estima que el 50 % de los costos de operación de una planta de procesamiento de minerales se debe a la energía que demanda esta etapa (Wills, 1985).

En el proceso de reducción de tamaño encontramos dos tipos de circuitos:

- Circuito abierto o cerrado de una sola etapa
- Circuito abierto o cerrado de múltiples etapas

En una sola etapa rara vez se logra una relación de reducción que permita la liberación de la mena, en la mayoría de los casos se recurre a una segunda reducción. Por lo tanto es necesario recurrir a una trituración secundaria o incluso una terciaria para lograr una granulometría aceptable.

En un circuito abierto las partículas sólidas pasan a través de la trituradora hacia la siguiente etapa de tratamiento, sin ninguna clasificación de tamaños pasando a la siguiente operación aguas abajo. Un circuito cerrado el producto de la etapa de trituración se clasifica en granulometrías finas y gruesas. La fracción gruesa se recircula y se vuelve a triturar en la misma unidad hasta que alcance el tamaño deseado, aumentando la carga en el equipo para la reducción de tamaño y se establece una carga circulante.

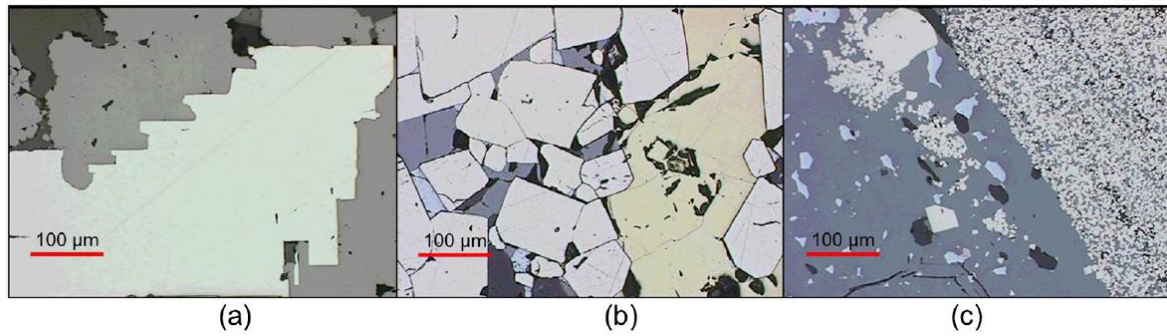
Al diseñar un circuito de trituración y molienda se deben de contemplar dos características:

- Potencia requerida para la reducción de tamaño deseado.
- Selección del equipo de trituración y molienda.

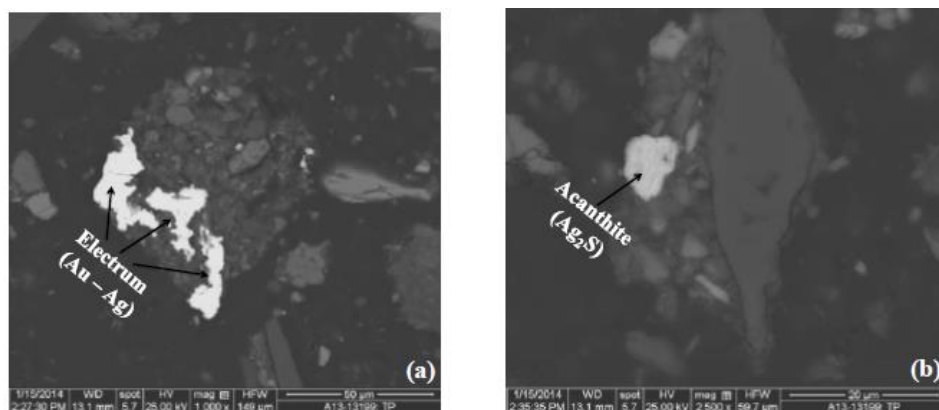
La potencia o energía requerida es la suma del trabajo necesario para triturar o moler el mineral y depende de su dureza, tamaño de alimentación y tamaño producto deseado para la liberación de la mena.

Es importante considerar que la granulometría del producto dependerá de cómo estén relacionadas la mena y ganga. Por lo tanto, es importante definir cuál es la granulometría que buscamos para lograr la liberación de la mena sin llegar a una sobre molienda (Wills, 1985).

El tamaño de grano es la granulometría original de los minerales antes de la operación de trituración y molienda. El tamaño de liberación hace referencia a las partículas del mineral valioso que ahora encontramos separadas para ser llevadas a un proceso de concentración. Si las partículas están bloqueadas, los granos están conformados por dos o más minerales que se denominan partículas binarias y terciarias en la Figura 3.1 se muestran análisis microscópico de menas polimetálicas y en la Figura 3.2 se muestran granos de oro pirítico (a) y acantita encerrada en otras fases minerales (b) usando análisis microscópico.



**Figura 3.1** Micrográficas del tamaño de grano de un mineral polimetálico. Leyendas: (a) galena esfalerita, (b) esfalerita - calcopirita y (c) galena – esfalerita – pirita. Tomado de Wills y Finch (2016).



**Figura 3.2** Electrum y acantita encerrada en otras fases minerales. Tomado de Ahlatci y Ersin (2018).

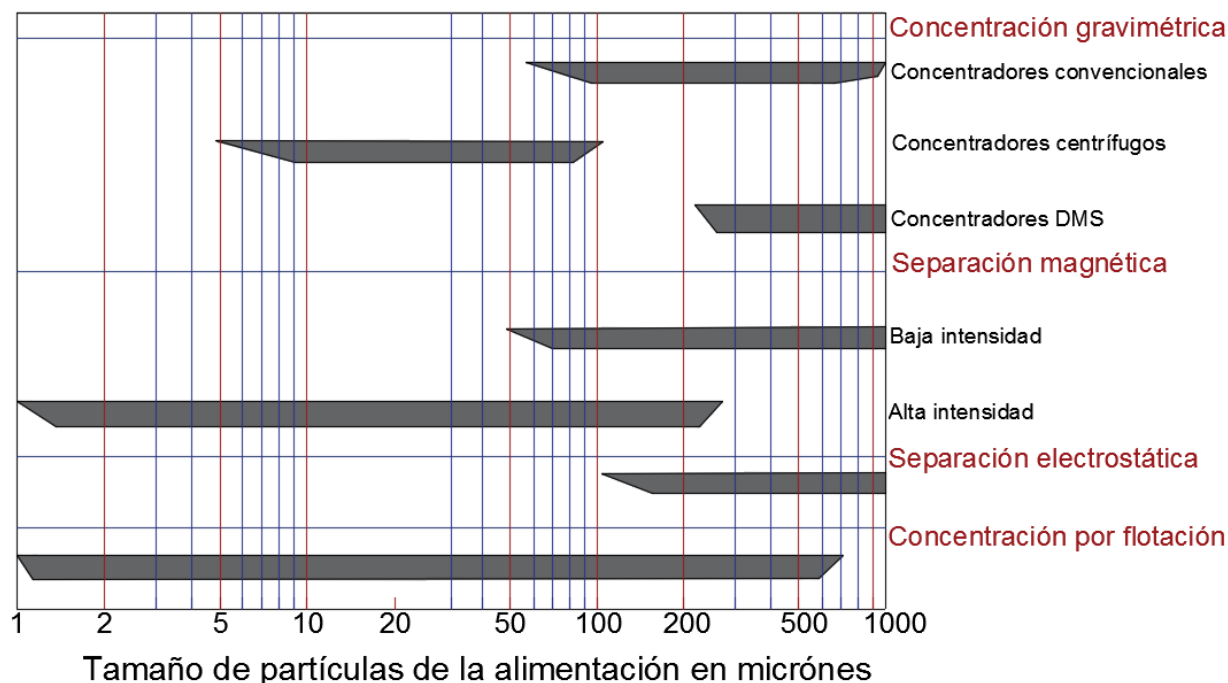
Existen dos tipos de liberación en primer lugar la liberación por desapego o desprendimiento y la segunda es la liberación por fractura que se definen de la siguiente manera:

- Liberación transgranular: Cuando la fractura ocurre a lo largo de los límites de cada grano mineral en este caso el tamaño de grano, tamaño de partícula y tamaño de liberación son iguales.
- Liberación intergranular: Sucede cuando la fractura ocurre a través del grano mineral, esto indica que el tamaño de liberación es menor que el tamaño de grano.

Cuando se obtiene la liberación de la mena es importante definir el grado de liberación, el cual se define como el porcentaje de mineral valioso que se encuentra liberado en relación con la cantidad total en la muestra.

Para liberar la mena al 100 % el mineral debe ser reducido a una granulometría fina que consume una gran energía. Si tomamos como ejemplo que el grado de liberación del mineral es del 98 % y queremos lograr que el resto del mineral sea liberado el costo de la energía requerida para obtener ese 2 % debe ser menor que el valor del mineral liberado al 98 % para que sea costeable (Wills, 1985).

La importancia del correcto diseño del circuito de trituración radica en el método de concentración que se utilizara para el beneficio de la mena. Como un primer criterio de selección dependerá del tamaño de partículas en la Figura 3.3 propuesta por Wills y Finch (2016) se ilustra el rango de tamaños efectivo en cada uno de los métodos de concentración.



**Figura 3. 3** Tamaño efectivo de los métodos de concentración. Adaptado de Wills y Finch (2006).

En el [Apéndice A – IV](#) se muestra el rango de tamaños efectivo para cada método de concentración y algunos concentradores propuestos por Wills y Napier –Munn (2006).

### 3.1 LEYES ENERGÉTICAS

La cantidad de energía teórica necesaria para la reducción de tamaño de un mineral o roca es uno de los aspectos más importantes en las operaciones de trituración y molienda. El tamaño o área de superficie antes y después del proceso de reducción indica la cantidad de energía consumida en el proceso.

Las leyes energéticas relacionan la entrada de energía y tamaño de partícula del producto con el tamaño de alimentación. Durante varios años se han expuesto diferentes teorías que se basan en datos empíricos para estimar el rendimiento de los equipos de trituración y molienda. Ninguna de estas teorías resulta totalmente satisfactoria porque la mayor parte de la energía de entrada en el equipo de trituración o molienda es adsorbida por la máquina y solo una pequeña fracción está disponible para reducir el tamaño del mineral.

Bond (1985) indica que las primeras explicaciones teóricas sobre la ruptura de las partículas fueron las de Peter Ritter von Rittinger en el año 1876 y Friedrich Kick en el año 1885. Las cuales tiene importantes aportes y merecen ser reconocidas. A continuación, se describen estas teorías:

**Teoría de Rittinger.** Establece que la energía de entrada necesaria para la reducción del tamaño de las partículas es directamente proporcional al aumento del área de la superficie producida por la trituración o molienda (Burroughs, 1991).

Bond (1952) menciona que esta ley indica que la medición de las áreas de la superficie de alimentación y del producto determinan la energía por unidad de área producida otorgan el trabajo útil para la reducción de tamaño del mineral (p. 484).

La teoría de Rittinger es de fácil comprensión y tiene lógica. Sin embargo, resulta ineficiente la medición de la superficie de las diferentes partículas hasta tamaños extremadamente finos. Además que no contempla la deformación del material antes de la ruptura.

**Teoría de Kick.** Se basa en el factor de deformación y establece que el trabajo requerido es proporcional a la configuración geométrica de cuerpos similares y varía según el volumen o peso de las partículas en cuestión. Por lo tanto, la energía de deformación en el punto máximo de esfuerzo es igual al volumen unitario en cada etapa de reducción (Burroughs, 1991).

La teoría de Kick indica que el trabajo útil es proporcional a la reducción que tiene lugar en una, dos o más etapas. La reducción general es el productor del valor de las relaciones del tamaño inicial y final multiplicado por el área de la superficie antes de cada etapa de reducción. Sin embargo, la teoría de Kick no asigna un valor del trabajo total para partículas finas.

Bond (1952) destaca que la teoría de Rittinger se ocupa solo de la superficie y la teoría Kick se ocupa solo del volumen. Es importante señalar que la adsorción de las fuerzas aplicadas a cada partícula de manera uniforme es proporcional al volumen en cuestión, pero la ruptura no es homogénea porque está controlada por las imperfecciones presentes en la partícula. Debido a estas zonas de debilidad altamente variables las rocas y minerales se pueden romper por debajo de su esfuerzo máximo considerando su límite elástico.

**Teoría de Bond.** En el año de 1951 el ingeniero de minas estadounidense Fred Chester Bond propuso una tercera teoría como resultado del trabajo experimental cuyo objetivo es proporcionar una solución para encontrar la energía necesaria para diversos rangos de tamaño, diferentes materiales y equipos.

Fueyo (1999) menciona “La teoría de Bond menciona que la energía necesaria para la reducción de tamaño es proporcional a la nueva longitud de las fisuras creadas por el proceso de trituración o molienda” (p. 28).

De esta manera Bond (1952) destaca que el trabajo total útil en la ruptura aplicada a un peso determinado de material procesado es inversamente proporcional a la raíz cuadrada del diámetro de las partículas del producto. Burroughs (1991) afirma “Esta teoría es una relación empírica obtenida por la molienda por lotes que permitió el cálculo del índice de trabajo que se define como los kilovoltios por hora necesarios para reducir una tonelada de mineral” (p. 12).

El proceso para la determinación de la energía consumida con la tercera teoría propuesta por el Ingeniero de Minas Fred Chester Bond es muy utilizado actualmente, este desarrollo se muestra en el Artículo de Mining Engineering “The Third Theory of Comminution” publicado por F. C. Bond en el año de 1952 ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.1 – Material 2](#)).

Gupta y Yan (2016) indican que las tres teorías se basan en el mismo fundamento, siendo E la energía para lograr una determinada reducción de tamaño que genera un cambio en el tamaño de las superficies de la partícula "S". Walker et al. (1937) proponen la siguiente ecuación diferencial:

$$dE = k[S^n dS] \quad (3.1.1)$$

Donde "k" es una constante y una función de la fuerza motriz para lograr la reducción y "n" está dado por el valor del exponente de acuerdo con los trabajos de Rittinger, Kick y Bond como:

$$n = -2 \text{ (Rittinger)}$$

$$n = -1 \text{ (Kick)}$$

$$n = -1.5 \text{ (Bond)}$$

Se ha encontrado que la expresión de Rittinger donde  $n = -2$  es aplicable para un tamaño grueso de reducción, mientras que la expresión de Kick  $n = -1$  es apropiada para la reducción a tamaños finos. En el caso de Bond es aplicable casi en todo el rango de partículas (Walker et al., 1937).

La teoría de Rittinger se puede expresar como:

$$\frac{E}{m} = W = kr \left( \frac{1}{d_p} - \frac{1}{d_f} \right) \quad (3.1.2)$$

Donde:

E: Energía o potencia para la reducción de tamaño

$d_p$ : Tamaño de las partículas del producto,  $\mu m$ .

$d_f$ : Tamaño de las partículas de alimentación,  $\mu m$ .

kr: Constante de Rittinger

La teoría de Kick es usada en el rango de trituración mayores a 1 cm de diámetro. Se expresa matemáticamente como:

$$\frac{E}{m} = W = K_k \log \frac{d_f}{d_p} \quad (3.1.3)$$

Donde:

E: Energía o potencia para la reducción de tamaño

$d_p$ : Tamaño de las partículas del producto,  $\mu m$ .

$d_f$ : Tamaño de las partículas de alimentación,  $\mu m$ .

$k_k$ : Es la constante de Kick

La teoría de Bond es la que más aceptada, pero no es aplicable a todos los materiales homogéneos y no constituye más que solo una aproximación. Se expresa matemáticamente como:

$$\frac{E}{m} = W = K_b \left( \frac{1}{\sqrt{d_p}} - \frac{1}{\sqrt{d_f}} \right) \quad (3.1.4)$$

Donde  $k_b$  es la constante de Bond.

Para aplicar la ley de Bond, la constante de Bond debe ser evaluada. Esto se hace definiendo el índice de trabajo  $W_i$  que es la energía total en kW.h/ tonelada corta de alimentación necesaria para reducir una partícula a un tamaño tal que 80 % de las partículas del producto pasen a través una malla de 100 micras. De acuerdo con esta definición:

$$\text{Si } d_f = \infty \text{ y } d_p = 100 \text{ micras, } \frac{E}{m} = W_i \text{ [kW.h/tonelada corta]}$$

Siendo  $m$ : Velocidad de trituración del equipo (toneladas por hora)

Se obtienen:

$$\frac{E}{m} = W_i = k_b \left( \frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{\infty}} \right)$$

Por lo tanto  $W_i = \frac{k_b}{10}$  despejando nos queda que  $k_b = 10 W_i$ .

De esta manera se obtiene la fórmula general de Bond que nos permite conocer el índice de trabajo y el consumo de energía para las operaciones de trituración y molienda.

$$\frac{E}{m} = W = 10W_i \left( \frac{1}{\sqrt{d_p}} - \frac{1}{\sqrt{d_f}} \right) \quad (3.1.5)$$

### Ejemplo 3.1.1

Una trituradora se alimenta a una razón de 1 tonelada/hora, se encuentra triturando mineral de 12 mm. El 80 % del mineral se queda en una criba con una apertura de 3 mm, el 10% del material se queda en una criba de 2 mm y el resto en una criba con una apertura de 1 mm. Si la trituradora requiere de 4 HP para esta operación.

¿Qué potencia se requiere para triturar el mismo material a la misma velocidad desde un tamaño de alimentación de 8 mm a un producto de 1 mm?

Empleando la ley de Rittinger.

#### Solución.

Tamaño de alimentación en la primera operación =  $d_{f1} = 12 \text{ mm}$

Tamaño de alimentación en la segunda operación =  $d_{f2} = 8 \text{ mm}$

Tamaño del producto en la segunda operación =  $d_{p2} = 1 \text{ mm}$

Energía requerida en la primera operación =  $E_1 = 4 \text{ HP}$

Alimentación en ambas operaciones =  $m_1 = m_2 = 1 \text{ t/h}$



Se calcula el tamaño promedio de la primera operación:  $d_1 = \frac{100}{\frac{80}{10} + \frac{10}{2} + \frac{10}{1}} = 2.4 \text{ mm}$

De acuerdo con la ley de Rittinger  $\frac{E}{m} = k_r \left( \frac{1}{d_p} - \frac{1}{d_f} \right)$

Sustituyendo en la expresión de Rittinger  $d_p = 2.4$  y  $d_f = 12$

$$\frac{4}{1} = k_r \left( \frac{1}{2.4} - \frac{1}{12} \right)$$

Se obtiene una constante de  $k_r = 12.000012$

Para conocer la energía requerida en el segundo proceso se sustituye la constante de Rittinger en la expresión:

$$\frac{E_2}{1} = 12.000012 \left( \frac{1}{1} - \frac{1}{8} \right) \text{ Se obtiene una } E_2 = 10.5 \text{ HP}$$

Por lo tanto, la potencia requerida para triturar el mineral de 8 mm a un producto de 1 mm se requiere 10.5 HP

Gupta y Yan (2016) señalan que la teoría de Bond es utilizada para la estimación de la energía de molienda que se relaciona con la potencia del eje del molino y la capacidad del molino:

$$E = E_M = \frac{P_M}{Q} \quad (3.1.6)$$

Donde  $P_M$  es la potencia del eje del molino y  $Q$  es la capacidad del molino.

### 3.1.1 PRUEBAS METALÚRGICAS

Para la selección del equipo y configuración del circuito se realizan pruebas de laboratorio para determinar la dureza del mineral mediante el cálculo del índice de trabajo bajo condiciones de trituración o molienda. Este proceso se basa en los siguientes pasos:

1. Las muestras de rocas o minerales se prueban en laboratorio para obtener valores de parámetros de dureza.
2. Se aplica una ecuación que utiliza los valores de los parámetros de dureza estimados para calcular la energía específica del equipo a escala (kilovatios-hora por tonelada).
3. Posteriormente se estima la capacidad del equipo, para determinar el consumo de energía requerido.
4. Al final se elige el equipo que entregue la potencia requerida. En la mayoría de los equipos de molienda se aplican expresiones que ayudan a estimar la capacidad de los equipos, dimensiones y consumo de energía para elegir el tamaño correcto del molino o trituradora.

F. C. Bond fue el pionero en desarrollar pruebas de laboratorio y expresiones asociadas para ser utilizadas en el diseño de circuitos de trituración y molienda. La teoría de Bond se utiliza para la estimación del índice de trabajo de trituradoras convencionales, molinos de bolas, molinos de barras y molinos AG/SAG.

**Prueba del péndulo.** Es una prueba utilizada para determinar la energía requerida para triturar una partícula de mineral seco por el impacto de dos martillos es también conocida como “Bond’s crushing work index” ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.1 – Material 3](#)).

Para esta prueba se emplea un equipo compuesto por dos martillos opuestos de 30 libras con una superficie de impacto de 4 pulgadas cuadradas y 28 pulgadas de largo suspendidos en dos ruedas (Figura 3.1-1).



**Figura 3. 1-1** Prueba del péndulo. Tomado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

Los martillos se elevan a una altura conocida y cuando se sueltan golpean simultáneamente en lados opuestos a una pieza de prueba. En una primera prueba los martillos se elevan hasta que se forme un ángulo de 10° respecto a la horizontal y se suelta. Posteriormente del impacto se examina la pieza de prueba para detectar posibles fracturas y se registra el número de piezas rotas. Si la pieza de mineral o roca no se fractura, los martillos se elevan nuevamente a alturas no mayores a 5° este proceso se repite hasta que la pieza se fracture registrando la altura de los martillos.

La resistencia al impacto "I" se calcula después de cada operación a partir de cada altura a la cual se soltaron los martillos con la expresión:

$$I = \frac{2 (\text{masa del martillo})(\text{Altura final del martillo})}{d} [ft - lb] \quad (3.1.7)$$

Donde "d" es el espesor de cada muestra.

Espinosa (1975) indica que una correcta estimación se logra con un número de pruebas entre 40 y 60 pruebas, tomando un promedio de los espesores de las muestras fracturadas y de las lecturas registradas por la altura de la caída del péndulo. El índice de trabajo de trituración obtenido en el laboratorio " $W_i$ " se calcula con el promedio de 10 muestras con la expresión:

$$W_i = \frac{2.85C}{sg} [kW.h/t] \quad (3.1.8)$$

Donde:

$C$ :  $I/D$

$I$ : Resistencia al impacto, ft-lb

$D$ : Espesor promedio de las muestras ensayadas, in.

$sg$ : Gravedad específica de la muestra.

Bond (1952) desarrolló una ecuación general para estimar la energía de entrada para trituradoras, molinos de barras y molinos de bolas para reducir una alimentación con un  $F_{80}$  a un producto con un  $P_{80}$ . Esta ecuación es:

$$W = 10W_i(P_{80}^{-0.5} - F_{80}^{-0.5}) [kW.h/t] \quad (3.1.9)$$

Donde  $W_i$  es el índice de trabajo determinado en el laboratorio.

**Índice de trabajo en un molino de barra.** Una prueba estándar para determinar el índice de trabajo para un molino de barras es la Bond RMWI. Es una prueba de molienda en seco que emplea un molino de 12 pulgadas de diámetro y 24 pulgadas de largo que opera a 46 rpm. El molino se carga con una cantidad específica de barras y se alimenta el material con un tamaño no mayor a 25 mm. El molino opera en circuito cerrado con una criba con una abertura de 12.7 mm.

Los gramos netos del producto final cuando la carga circulante es del 100 % son pesados y se emplea la siguiente ecuación:

$$W_{iR} = \frac{68}{P_1^{0.23} (Grp)^{0.625} 10 \left( \frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right)} \quad (3.1.10)$$

Donde:

$W_{iR}$ : Índice de trabajo de laboratorio de Bond en un molino de barras, kW.h/t

$P_1$ : Abertura de la criba,  $\mu m$ .

$Grp$ : Gramos netos que pasan a través de la superficie de cribado por revolución del molino.

$P_{80}$  y  $F_{80}$ : 80 % del tamaño del producto y 80 % del tamaño de la alimentación en  $\mu m$ .

Las condiciones estándar para determinar el índice de trabajo del molino de barras son:

- Tamaño del molino
- Tamaño del producto menor al 12.7 mm el 100 %
- Cantidad del material 1,250  $cm^3$
- Rotación del molino 46 rpm.
- Carga circulante del 100 %

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) el procedimiento es el siguiente:

1. El molino opera en una posición nivelada durante ocho revoluciones, luego se inclina hacia arriba respecto a la horizontal  $5^\circ$  por una revolución, se inclina hacia abajo  $5^\circ$  por una revolución y el ciclo se repite a lo largo de la prueba.
2. Al finalizar la molienda, el molino se inclina a  $45^\circ$  durante 30 revoluciones para descargar el contenido.
3. El producto se clasifica, el tamaño inferior es eliminado y se reemplaza por un peso equivalente se calcula las revoluciones necesarias para que el 100 % del material pase por el área de cribado.
4. La nueva alimentación se muele por el número de revoluciones calculadas para una carga circulante igual a la alimentación es decir 100 %.
5. El proceso continua hasta que la masa neta de producto por revolución sea constante.
6. Se realiza un análisis de tamaño en el producto descargado en la criba.
7. El promedio de las últimas tres pruebas que muestran un peso constante es la capacidad del molino de barras.

**Índice de trabajo en un molino de bolas.** Bond (1961) desarrolló una prueba para estimar el índice de trabajo de un molino de bolas en seco. Para dicha prueba se emplea un molino de 12 pulgadas de diámetro por 12 pulgadas de largo con cabezales redondeados y revestimientos lisos girando a 70 rpm.

Las condiciones de las pruebas son:

- El material debe ser reducido el 100 % a un tamaño menor de 3.35 mm y aproximadamente 80 % menor a 2 mm.
- Cantidad de material alimentado debe de ser de 700  $cm^3$  con un tamaño por debajo de la malla 28.

- Operar en circuito cerrado con una criba (mallas 6 o cualquier otra seleccionada) hasta que la carga circulante sea del 250%.
- La carga de bolas consiste en 285 bolas de acero que pesan 20.125 kg.

El tamaño de bolas para la prueba es el siguiente 43 bolas con un diámetro de 1.45 pulgadas que representan 9.094 kg, 67 bolas de 1.17 pulgadas que representan 7.444 kg, 10 bolas de 1 pulgada que representan 0.694 kg, 71 bolas de 0.75 pulgadas que representa 2.078 kg y 94 bolas de 0.61 pulgadas que representan 0.815 kg.

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) el procedimiento es el siguiente:

1. El material y las bolas se alimentan al molino y después de un primer periodo de molienda de 100 revoluciones se descarga el material y es cribado.
2. El material con un tamaño menor a la malla seleccionada se elimina y se reemplaza por una masa equivalente de alimentación original que forman parte de la alimentación fresca.
3. El nuevo material de alimentación se vuelve a moler de acuerdo con las revoluciones calculadas para procesa una carga circulante del 250 % y se vuelve a cribar. El número de revoluciones requerido se calcula a partir de los resultados del periodo anterior para producir un material menor al 1/3.5 de la carga total en el molino.
4. El procedimiento continúa hasta que la masa del tamaño menor a 6 mallas producido por revolución es constante. Cuando se logra esto, la masa en gramos del tamaño menor a 6 mallas es equivalente a una carga circulante del 250 %.
5. Se realiza un análisis de tamaño en el producto del molino y en la alimentación. El promedio de las últimas tres masas totales constante del tamaño inferior por revolución en gramos (Gbp) es la medida de la molienda del molino de bolas.

Para el cálculo del índice de trabajo de la prueba se utiliza la siguiente ecuación:

$$W_{iB} = \frac{49}{P_1^{0.23} (Grp)^{0.82} 10 \left( \frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right)} \quad (3.1.11)$$

Donde:

$W_{iB}$ : Índice de trabajo de laboratorio de Bond en un molino de barras, kW.h/t

$P_1$ : Abertura de la criba,  $\mu m$ .

$Grp$ : Gramos netos que pasan en la criba por revolución del molino.

$P_{80}$  y  $F_{80}$ : 80 % del tamaño del producto y 80 % del tamaño de la alimentación en  $\mu m$ .

En la operación las condiciones difieren respecto a lo establecido por F.C Bond para el cálculo de la potencia. Rowland y Kjos (1978) y Austin (1984) sugirieron que las expresiones realizadas por F.C Bond deben de aplicárseles un factor de corrección.

Estas correcciones son aplicables dependiendo de la condición y se pueden aplicar tanto en molinos de barras y molinos de bolas. En algunas circunstancias se pueden aplicar más de un factor de corrección (Gupta y Yan, 2016, pp. 251).

**Factor de corrección 1.** Es utilizado cuando la molienda será en un medio seco, esto se logra multiplicando 1.3 por la potencia del molino en un medio húmedo.

**Factor de correlación 2.** Es utilizado para la corrección de un circuito abierto a un circuito cerrado en húmedo, exclusivamente para molinos de bolas. Se utiliza un factor de 1.2.

**Factor de correlación 3.** Es un factor de corrección en función del diámetro del molino y está dado por:

$$F_3 = (8/D)^{0.5} \quad (3.1.12)$$

**Factor de corrección 4:** Es una correlación ante un sobre dimensionamiento de la alimentación, el factor para los molinos de bolas está dado por:

$$F_3 = 1 + \frac{1}{R} (W_i - 7) \left[ \frac{F_{80}}{F_{os}} - 1 \right] \quad (3.1.13)$$

Donde:

$$F_{os} = 4000 \left[ \frac{13}{W_i} \right]^{0.5} \quad (3.1.14)$$

R: Relación de reducción establecida para el molino.

Este factor es aplicable de acuerdo con Austin (1984) cuando el tamaño de alimentación  $F_{80}$ , excede el valor dado por:

$$F_{80} > 4000 \left( \frac{14.3}{W_{i(lab)}} \right)^{0.5} \quad (3.1.15)$$

El tamaño de alimentación óptimo para un molino de barra sugerido por Rowland y Kjos (1978) está dado por:

$$F_{OPT} = 16000 \left( \frac{14.3}{W_i} \right)^{0.5} \quad (3.1.16)$$

El valor de  $W_i$  se toma de una prueba de impacto o el índice de trabajo de operación de un molino de barras en ambos casos se considera la mayor.

El factor de corrección para el molino de barra está dado por:

$$F_3 = 1 + \frac{\left( \frac{W_i}{1.1} - 7 \right) \left( \frac{F_{80} - F_{OPT}}{F_{OPT}} \right)}{R} \quad (3.1.17)$$

**Factor de corrección 5:** Es aplicable cuando el  $P_{80}$  es menor a  $75 \mu m$  (200 mallas) este factor para molinos de bolas está dado por:

$$F_5 = 1 + \frac{0.13}{(R - 1.35)} \quad (3.1.18)$$

$L_R$ : Longitud del molino de barras y D es el diámetro interno del molino en metros.

El factor de corrección para un molino de barras es:

$$F_5 = 1 + 0.0067(R - R^*)^2 \quad (3.1.19)$$

**Factor de corrección 6:** Es aplicables cuando se tiene un alto o bajo relación de reducción en un molino de barras solo se emplea cuando:

$$-2 < (R - R^*) < 2$$

Donde  $R^* = 8 + \frac{5L_r}{D}$ ;  $L_r$  es la longitud del molino de barras.

$$F_6 = 1 + \frac{(R - R^*)^2}{150} \quad (3.1.20)$$

**Factor de corrección 7:** Es aplicable cuando la relación de reducción es menor que 6.

$$F_7 = \frac{2(R - 1.35) + 0.26}{2(R - 1.35)} \quad (3.1.21)$$

Este factor se aplica en molinos de remolienda.

**Factor de corrección 8:** Es aplicable solamente en los molinos de barras Rowland y Kjos (1978) observaron que la uniformidad y la forma de alimentación afecta el rendimiento del molino de barras.

- Operaciones donde se emplea un molino de barras primario en circuito abierto es 1.4
- Operaciones donde se emplea un molino de barras primario en circuito cerrado es 1.2
- Operaciones de un molino de barras seguido por una de bolas, en molino de barras opera a circuito abierto 1.2

### Índice de trabajo en plantas piloto en molinos de bolas y barras.

Rowland y Kjos (1978) mencionan que las muestras para las pruebas de molienda deben ser trituradas menor de una pulgada. Las muestras deben ser tomadas del depósito mineral o de los testigos de perforación. Para las pruebas de molienda es importante obtener muestras representativas y realizar con ellas una mezcla homogénea para alimentar a los molinos de laboratorio, además de tener la caracterización del mineral que se alimentara como la fuerza aplastante, abrasividad, distribución granulométrica y densidad.

Cuando se emplea una planta piloto, es importante tener establecidos los requerimientos de la molienda:

- Tamaño del molino
- % del volumen de carga en el molino ocupado por el medio de molienda
- Tipo de circuito (abierto o cerrado)
- Tamaño y tipo de clasificadores empleados
- Características de los clasificadores
- Análisis granulométrico de la alimentación

- Análisis granulométrico, densidad de pulpa en el producto, densidad de la pulpa en alimentación de los clasificadores, rechazo en cada etapa de clasificación y finos de la clasificación.
- Potencia del molino
- Motor y rendimiento del equipo
- Tamaño y tipo de medio de molienda
- Velocidad del molino
- Diseño y tipo de revestimientos
- Promedio de desgaste del medio de molienda
- Porcentaje de la carga circulante del circuito.

Durante cada prueba de molienda se toma una muestra de la alimentación del molino y se compara los índices de trabajo calculados con la planta piloto con las pruebas de molienda de Bond. Los índices de trabajo de la planta piloto se obtienen de los datos obtenidos en cada prueba con la expresión:

$$W_{io} = \frac{10W}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10W}{\sqrt{F_{80}}} \quad (3.1.22)$$

Donde:

$W_{io}$ : Índice de trabajo operativo.

$W$ : kW.h/t medido en la prueba.

Los factores de corrección discutidos anteriormente se realizan en el  $W_{io}$ , permitiendo una comparación directa con la planta piloto y los ensayos de molienda. Para una comparación de las pruebas de la molienda y el  $W_{io}$  se debe de poner en la misma base de toneladas.

### Ejemplo 3.1.2

En un estudio realizado en dos circuitos, se obtuvieron los siguientes índices de trabajo:

- Índice de trabajo molino de barras: 14.52 kW.h/t.
- Índice de trabajo molino de bolas: 12.58 kW.h/t con una abertura de criba en la descarga de 250  $\mu m$ .

Considerando estos datos se requiere evaluar la viabilidad de un circuito de molienda barras – bolas que es alimentado desde un circuito de trituración de dos etapas; en los circuitos se obtiene un  $P_{80}$  igual a 175  $\mu m$ .

Se pide al ingeniero determinar la energía específica de cada circuito de molienda.

Circuito de molienda barras – bolas.

El molino de barras primario es alimentado por un circuito de trituración que otorga un  $P_{80}$  de 18 mm y el molino otorga un  $P_{80}$  1,200  $\mu m$ . El molino de barras tiene un diámetro de 11.35 ft y una longitud 17 f con barras de 16.5 ft, por otro lado, el molino bolas empleado tiene un diámetro de 12.5 ft.



### Solución.

El índice de trabajo operativo del circuito de molienda es:

$$W_{io} = \frac{10(14.52)}{\sqrt{1200}} - \frac{10(14.52)}{\sqrt{1800}} = 3.11 \text{ KW} \cdot \text{h/t}$$

$F_1, F_2, F_7$  y  $F_8$  no se aplican;  $F_3$  y  $F_6$  se deben de determinar después de seleccionarse un tamaño del equipo dejando y  $F_4$  se aplica en función del tamaño óptimo de alimentación.

$$R = 18,000/1,200 = 15$$

El tamaño de alimentación óptimo para un molino de barra:

$$F_{OPT} = 16000 \left( \frac{14.3}{14.52} \right)^{0.5} = 15,878$$

Como  $F_{OPT} < 18,000$  el  $F_4$  esta dado por:

$$F_4 = \left( 15 + \left( \frac{14.52}{1.1} \right) - 7 \right) \left( \frac{18000 - 15878}{15878} \right) = 1.06$$

El  $F_3$  esta dado por:

$$F_3 = (8/11.35)^{0.2} = 0.93$$

Evaluando:

$$R^* = 8 + \frac{5(16.5)}{11.35} = 15.3$$

Por lo tanto  $F_6$  no se aplica.

La energía específica corregida del molino de barras:

$$\text{Energía específica} = 3.11(0.93)(1.06) = 3.07 \text{ kW} \cdot \text{h/t}$$

Para el circuito de molino de bolas. El índice de trabajo operativo es:

$$W_{io} = \frac{10(12.87)}{\sqrt{175}} - \frac{10(12.87)}{\sqrt{1200}} = 6.01 \text{ kW} \cdot \text{h/t}$$

Los factores  $F_1, F_2, F_5, F_6, F_7$  y  $F_8$  no se aplican.

$$F_{os} = 4000 \left[ \frac{13}{6.01} \right]^{0.5} = 5882.94$$

Como  $F_{80} > 5882.94$  no se aplica el factor 4.

El  $F_3$  esta dado por:

$$F_3 = (8/12.5)^{0.2} = 0.91$$

La energía específica corregida del molino de barras:

$$Energía\ específica = 6.01(0.91) = 5.5\ kW.h/t$$

La energía total requerida para el molino barras – bolas está dado por:

$$5.5 + 3.07 = 8.57\ kW.h/t$$

**Índice de trabajo molinos SAG/AG.** Morrell (2019) menciona que F.C. Bond no desarrolló alguna prueba específica para estimar la energía para la molienda en circuitos AG/SAG. Sin embargo al paso de los años se ha intentado adaptar técnicas para estimar la energía requerida en estos equipos de molienda. Uno de los trabajos destacados fue el de Barratt y Allan en el año de 1986, el cual emplea una combinación de las pruebas del índice de trabajo de los molinos de barras y molinos de bolas, además de los factores de corrección propuestos por Rowland y Kjos en el año de 1978.

Barratt y Allan (1986) consideraron que la potencia requerida por un molino AG/SAG es la misma que en la molienda convencional. Pero es necesario conocer la competencia del mineral molido en los tamaños más gruesos (75,000 a 13,000 micras) cuando se opera con una carga de bolas (no mayor a 12% en volumen) o cuando se realiza una molienda autógena.

Es así como la variación de la dureza de los diferentes tamaños de partículas no solo determinan el nivel de carga de bolas también el consumo de energía del molino, el tamaño del producto, las toneladas molidas y por lo tanto los kW.h/t. En la molienda de convencional (molino de bolas o barras) la potencia se transmite al mineral a través del contacto con una presencia alta de medios de molienda y el consumo de energía es constante. La potencia en un molino SAG/AG se transmite con una menor eficiencia para la molienda de las partículas.

Barratt y Allan (1986) desarrollaron una ecuación empírica para determinar la energía para molinos AG/SAG:

$$E_{SAG} = 1.25 \left[ \left( 10W_{iC} (P_C^{-0.5} - F_C^{-0.5}) \right) + \left( 10W_{iR} (P_R^{-0.5} - F_R^{-0.5}) K_R \right) + \left( 10W_{iB} (110^{-0.5} - F_B^{-0.5}) K_B \right) \right] - \left( 10W_{iB} (110^{-0.5} - P_{SAG}^{-0.5}) K_B \right) \quad (3.1.23)$$

Donde:

$E_{SAG}$ : Energía específica de la molienda AG/SAG

$W_{iC}, W_{iR}, W_{iB}$ : Índice de trabajo en la trituración, índice del trabajo para el molino de barras e índice de trabajo para el molino de bolas respectivamente.

$P_C, P_R, P_B$ : Tamaño del producto en la etapa de trituración, molienda del molino de barras y en el molino de bolas respectivamente.

$F_C, F_R, F_B$ : Tamaño de la alimentación en la etapa de trituración, molienda del molino de barras y en el molino de bolas respectivamente.

$K_R$ : Factores empleados para un molino de barras establecidos por Rowland y Kjos (1978), excluyendo  $F_3$

$K_B$ : Factores empleados para un molino de bolas establecidos por Rowland y Kjos (1978), excluyendo  $F_3$

$P_{SAG}$ : Tamaño del producto generado en el molino de bolas que a su vez es alimentado al circuito AG/SAG en  $\mu m$  (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.1– Material 5).

En la etapa de pruebas metalúrgicas se realizan diversas pruebas donde destacan pruebas de trituración, molienda, concentración gravimétrica, magnética, electrostática y flotación, además de pruebas de espesamiento, filtrado y pruebas de lixiviación para los estudios de factibilidad en un proyecto minero. Algunas de las pruebas más conocidas son crusher work index (CWi), Bond work index (BWi), Bond ball mill work index (BBMWi o BWi), rod mill work index (RWi o WiR), SAG power index (SPI), unconfined compressive strength (UCS), Bond abrasion index (Ai), gouging abrasion test (Gi), CERCHAR test (CAI), JK Drop weight test (DWT o DWi), semi –autogenous grinding mill comminution (SMC), gravity recoverable gold de FLSmidth (GRG), Davis Tube testing (DT), Heavy Liquid Separation (HLS), Solid/Liquid separations test de Pocock Industrial, Filtration test de Metso, Gravity recoverable gold testing de Knelson Technology, Cyanidation testing de KCA Laboratory y CIP modeling test work de SGS.

### 3.2 ETAPAS DE LA TRITURACIÓN Y MOLIENDA

La acción de trituración en todos los equipos resulta de aplicar una fuerza a las partículas por medio de una parte móvil. El grado de reducción de tamaño logrado por cualquier operación de trituración se describe por la relación de trituración, la cual se define como la relación del tamaño de alimentación con el tamaño del producto. La relación de trituración o reducción es un elemento para determinar la capacidad del equipo y su eficiencia.

$$\text{Relación de trituración} = \frac{\text{Tamaño del 80\% de la partículas de alimentación}}{\text{Tamaño del 80\% de las partículas del producto}}$$

La relación de trituración es una medida para comparar el rendimiento de los diferentes equipos. La trituración se realiza por etapas, las trituradoras pueden dividirse en primaria, secundaria y terciaria basado en el tamaño del producto, ver Tabla 3.2-1. Las trituradoras se pueden clasificar en cinco grupos de acuerdo con Pryor (1985):

1. **Trituradoras primarias:** Trituradora de quijadas y trituradora giratoria.
2. **Trituradoras secundaria:** Trituradora de cono y trituradora de rodillos.
3. **Trituradora terciaria:** Trituradora de cono cabeza corta.
4. **Trituradoras cuaternaria:** Trituradora de impacto y Gyradisc.
5. **Molienda:** Molinos SAG/AG, molinos de bolas y barras.
6. **Trituradoras especiales:** Trituradora Bradford Breaker.

**Tabla 3.2-1**  
Etapas de reducción de tamaño.

<b>Etapas de reducción de tamaño</b>	<b>Tamaño promedio del producto</b>
Trituración primaria	300 - 100 mm
Trituración secundaria	30 - 60 mm
Trituración terciaria	10 - 25 mm
Trituración cuaternaria	3 - 10 mm
Molienda	400 mm - 53 micras

Adaptado de Pryor (1985).

**Trituradoras primarias.** Son utilizadas para reducir el material proveniente de mina hasta un tamaño adecuado para el transporte y la alimentación a las trituradoras secundarias o molinos AG/SAG, por lo tanto, en la mayoría de las ocasiones en las unidades la trituración primaria operan en un circuito abierto. Principalmente encontramos dos equipos en esta etapa las trituradoras de quijada y giratorias.

Estas trituradoras tienen una velocidad de trituración alta, grandes capacidad, su diseño permite un tamaño de alimentación grande y su alimentación es continua. Por lo tanto, la alimentación se realiza mediante un camión de volteo, cargadores, banda transportadora o desde una tolva. En las trituradoras primarias el tamaño de alimentación puede llegar a ser hasta de 60 pulgadas y el producto puede alcanzar un tamaño de 8 a 4 pulgadas. La tasa de alimentación va de 160 a 13,000 tph.

**Trituradoras secundarias y terciarias.** Son equipos menos robustos que las trituradoras primarias, las trituradoras secundarias y terciarias en minerales metálicos se realiza mediante trituradoras de cono o trituradoras de rodillo. El propósito de estas trituradoras es reducir el mineral aun tamaño adecuado para la molienda en algunos casos u otorgar un producto final en canteras.

Una trituradora secundaria es destinada a tomar el producto descargado de una operación de trituración primaria con tamaños de 6 a 3 pulgadas y triturarlo a 0.25 a 0.125 pulgadas. A menudo estas trituradoras operan en circuito cerrado si el material de alimentación es bastante grueso y la relación de trituración debe mantenerse por debajo de 7:1. Por esta razón utilizan más energía y tienen un mayor desgaste por tonelada triturada porque trabajan con un material más fino.

Otro tipo de trituradoras son las de rodillos las cuales no utilizadas en la industria de los minerales polimetálicos por el desgaste que se obtiene en los rodillos y el avance tecnológico de las trituradoras de cono. Son equipos efectivos para el manejo de minerales con una dureza media como caliza, carbón, talco y yeso.

Las trituradoras de impacto se utilizan en la industria en la explotación de canteras que en la minería de minerales polimetálicos. La trituración se genera por golpes a alta velocidad a diferencia de los demás equipos la reducción de tamaño se da por impacto en lugar de una compresión. El tamaño de alimentación va de 15.5 a 5 pulgadas y alcanza un tamaño en el producto de 0.03 a 0.008 pulgadas.

**Molienda.** Es la última etapa en el proceso de reducción de tamaño donde las partículas se reducen de tamaño por una combinación de impacto, fricción y abrasión, ya sea en seco o en una vía húmeda. El objetivo de los procesos de molienda es obtener una granulometría fina (600 y 75  $\mu m$ ) para lograr la liberación de las menas. Los molinos se pueden clasificar en molinos de tambor y molinos de agitación.

En los molinos de tambor la carcasa del molino gira alrededor de un eje dispuesto horizontalmente y el movimiento se imparte a la carga a través de la carcasa. Dentro de los molinos de tambor encontramos los molinos de bolas, barras, autógenos (AG) o semiautógenos (SAG).

En la molienda autógena el mineral se fragmenta en el interior del molino sin ayuda de ningún medio de molienda que no sea el propio mineral. Por otro lado, en la molienda semi autógena se provoca la fragmentación del mineral como resultado de un efecto combinado de la carga del mineral y medios de molienda. Los molinos de tambor se emplean en la molienda primaria es decir una etapa posterior a la trituración con una alimentación entre 5 y 250 mm para ser reducidos de tamaño entre 600 y 75 micras. Estos molinos han sustituido en su mayoría a las etapas de trituración de secundaria y terciaria en operaciones mineras dando una mayor eficiencia en la molienda de grandes tonelajes y un control sobre el tamaño deseado a cambio de una gran inversión.

### 3.2.1 MÉTODOS DE REDUCCIÓN DE TAMAÑO

Existen tres formas básicas bajo la cual se provoca la reducción de tamaño de un mineral esto puede ser por impacto, compresión y abrasión. La mayoría de las trituradoras emplean una combinación de estos métodos de reducción.

**Compresión.** Como su nombre lo indica, la trituración por compresión se realiza entre dos superficies. Las trituradoras de quijada y giratoria son un ejemplo de este método por lo regular se ocupa para reducir de tamaño materiales duros y abrasivos. Como método de reducción mecánica, la compresión debe de utilizar cuando:

- El material es duro.
- El material es abrasivo.
- Se desea un producto uniforme con un mínimo de finos.
- Se busca un producto superior a ½ pulgada.

**Impacto.** Se refiere al impacto brusco e instantáneo de un objeto en movimiento contra una superficie con dos variaciones:

- Impacto de gravedad
- Impacto dinámico

Un material que cae sobre una superficie dura, como una placa de acero, es un ejemplo de impacto por gravedad. Mientras que un material cae delante de un martillo en movimiento (ambos objetos en movimiento) ejemplifica el impacto dinámico. El impacto dinámico tiene ventajas definidas para la reducción de muchos materiales y se aplica bajo las siguientes condiciones:

- Cuando el mineral debe fragmentarse a lo largo de líneas de discontinuidad natural.
- Cuando los materiales son demasiados duros y las trituradoras de quijada y giratorias no se pueden emplearse por su alto contenido de humedad o porque la capacidad instalada es reducida.

**Abrasión.** Este término es aplicado a la reducción de materiales que se frotan entre dos superficies. Los molinos de martillo consiguen reducir las partículas por desgaste combinando con los métodos de compresión e impacto. La reducción por desgaste consume más energía y provoca un mayor desgaste en los elementos de contacto con el mineral.

Un ejemplo de la combinación de los tres métodos de reducción se da en la molienda en los cuales se alimentan medios de molienda los cuales pueden ser bolas o barras. La fragmentación de las partículas se da por compresión, impacto y desgaste.

### 3.3 CONSIDERACIONES GENERALES EN EL DISEÑO DE PLANTAS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

El objetivo del diseño de una planta de trituración y molienda es que la instalación cumpla con los requisitos de producción, tamaño del producto esperado, opere a un costo rentable, cumpla con las regulaciones ambientales y pueda construirse a un costo razonable (McQuiston y Shoemaker, 1978).

La selección de las trituradoras y molinos en el diseño de la planta deben de contemplar el plan de minado e indirectamente el método de minado para determinar el tonelaje a procesar y dimensión de los equipos. En primera instancia se debe de seleccionar los equipos que permitan el tamaño del producto deseado, en segundo lugar, se debe de seleccionar los equipos que cumplan con los requisitos de producción establecidos y por último se realiza el diseño de los circuitos estableciendo los equipos auxiliares, consumo de energía, configuración de los equipos basado en las preferencias y experiencia operativa de los ingenieros encargados del proyecto, fabricantes y consultores.

Boyd (2002) indica los principales parámetros de diseños que impulsan la selección y configuración de la planta de trituración ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.8 – Material 3](#)) los cuales son:

1. Requerimientos de producción
2. Rendimiento de la planta y calendario de entrega
3. Tamaño de alimentación
4. Tamaño del producto
5. Características del mineral
6. Costos de capital
7. Localización del proyecto
8. Seguridad y medio ambiente
9. Condiciones climáticas
10. Vida de la mina
11. Consideraciones de la operación
12. Requerimientos de mantenimiento
13. Seguridad y medio ambiente.

**Requerimientos de producción.** El diseño de la planta de trituración y molienda depende de los requisitos de producción del proyecto, esto incluye:

Descripción del proceso general.

- Granulometría requerida para la operación de concentración o metalurgia extractiva.
- Tamaño de partícula esperado en la planta de trituración y molienda.
- Finos producidos en las etapas de trituración.
- Instalaciones de almacenamiento requeridas durante el proceso.
- Equipos auxiliares requeridos para una correcta operación (bandas transportadoras, electroimanes, bombas, alimentadores y clasificadores).

Características generales del mineral.

- Tamaño máximo de partícula en la alimentación
- Especies mineralógicas presentes en el mineral
- Dureza
- Índice de abrasión
- Gravedad específica del mineral
- Densidad aparente del mineral
- Cohesión
- Humedad del mineral en una estación húmeda
- Humedad del mineral en una estación seca
- Presencia de arcillas
- Ángulo de reposo
- Ángulo de sobre carga
- Ángulo de canal
- Ángulo de inclinación máxima.

Productividad de la planta.

- Días operativas al año
- Horas operativas al día
- Rendimiento anual
- Turnos por día
- Disponibilidad de los equipos
- Toneladas de mineral tratadas por hombre – turno
- Toneladas molidas al día.

Con estas características se puede plantear el diagrama de flujo para el diseño nominal, alimentación máxima y tamaño de los equipos requeridos para manejar las capacidades establecidas. Para este paso es importante la comunicación con los fabricantes para el entendimiento de las características de los equipos y realizar su selección para cumplir con los requisitos de operación y no exceder su capacidad.

En algunas operaciones la capacidad del camión de acarreo es un factor importante en las instalaciones de las trituradoras primarias, es importante contemplar el tiempo del ciclo del acarreo.

**Rendimiento de la planta y calendario de entrega.** El rendimiento de la planta de beneficio y calendario de entrega forma la base para el diseño del diagrama de flujo del circuito de beneficio. A partir de esta información se puede identificar el tamaño, tipo y número de etapas requeridas para la trituración. Por ejemplo, una trituradora de quijada será adecuada para una operación subterránea cuando:

- La operación alimenta tonelajes bajos.
- La granulometría del material de alimentación es relativamente pequeña en las voladuras subterráneas.

El rendimiento más alto en las operaciones a cielo abierto se utilizan trituradoras giratorias y el producto de la trituradora principal es entregado a un stockpile para alimentar al circuito de molienda.

El rendimiento de las trituradoras tiene un impacto significativo en los costos de capital y operativos cuando se trata de grandes tonelajes. Las operaciones del proceso de reducción de tamaño están diseñadas para rendimientos nominales, por ejemplo, en los circuitos de molienda la disponibilidad es del 94 % para molinos SAG y 98 % para molinos de bolas. En circuitos de trituración la disponibilidad es del 75% al 85% dependiendo de la complejidad del circuito. La disponibilidad es una medida del tiempo en que el equipo está en operación.

Los dos componentes que afecta la disponibilidad son el tiempo de inactividad programado y el tiempo inactivo no programado. El tiempo de inactividad programado se atribuye al mantenimiento en la rutina de la planta incluyendo mantenimiento preventivo, refacciones y limpieza, además del mantenimiento en accesorios como bandas transportadoras y cribas. El tiempo no programado es una interrupción en la operación y se debe a fallas en los equipo hasta del circuito de bombeo.

La entrega programada del concentrado o producto terminado tiene una importancia significativa impactando en el tamaño y selección de equipos. Un ejemplo en las minas en las que se desarrolla la operación basándose con la entrega del mineral en un periodo de cada 25 días se debe tener el embarque listo en este período de tiempo. Con la expectativa de mantener una alimentación continúa la planta de beneficio se verá en la necesidad de instalar trituradoras con mayor capacidad.

**Tamaño de alimentación.** Dependiendo de los métodos de explotación y especies mineralógicas los tamaños de alimentación de la trituradora pueden variar significativamente. La trituradora seleccionada debe tener el tamaño para el rendimiento deseado y también para que se pueda alimentar la partícula más grande proveniente de mina en el caso de las trituradoras primarias.

Cuanta más pequeña sea la trituradora, más pequeñas son las dimensiones del mineral que puede ser alimentado. Generalmente se requiere un equilibrio entre la capacidad de la planta y el tamaño de trituradora. En los circuitos de trituración de varias etapas, el producto de la etapa anterior es determinante para la selección y la configuración de los equipos de las demás etapas de trituración.

**Tamaño del producto.** El tamaño del producto requerido en el circuito de trituración y molienda determinara el número de etapas y tipos de trituradoras. Por ejemplo, en un circuito se puede utilizar una trituradora primaria en una sola etapa con el objetivo de reducir el mineral que será alimentado al molino SAG.

**Características del mineral.** Las características de los minerales se deben de considerar para la selección de equipos y el diseño de la planta. Cuando se trabajan con minerales secos con una cohesión muy baja es necesaria la recolección de polvos. Los minerales con una humedad alta y un contenido de arcillas significante pueden obstruir los equipos de trituración y disminuye su capacidad.



La heterogeneidad de los yacimientos minerales es una realidad por lo tanto las características del mineral durante la explotación y en algunas ocasiones puede ser costoso rediseñar la planta. Es importante que la planta sea flexible para manejar estos cambios y posibles planes de expansión.

**Costos de capital.** Los costos directos de los equipos de trituración están relacionados con la infraestructura para su instalación. Es necesario estimar los costos de instalación de las trituradoras como movimientos de tierras, equipos mecánicos necesarios para su instalación y requerimientos de concreto, acero estructural entre otros insumos.

Es importante contemplar los costos indirectos como el flete de los equipos, repuestos, impuestos, consultorías de construcción, ingeniería, renta o compra de equipos de construcción, energía eléctrica durante el proceso de construcción, capacitación de personal, derechos y permisos ambientales.

**Localización del proyecto.** La ubicación geográfica, topografía, condiciones geotécnicas y el clima de un proyecto afecta el diseño de la planta de beneficio. Los costos del flete de los insumos son mayores en lugares con grandes altitudes, climas fríos y sitios remotos. Para mejorar la economía de estas ubicaciones se emplean estructuras pre-ensamblado y antes de la construcción de la planta es importante el desarrollo de caminos de acceso.

Los proyectos remotos sufren dificultades para obtener repuestos a un corto plazo. Este tiempo que toma en llegar los repuestos debe planificarse en el mantenimiento. Cuando sea posible se debe llegar a un convenio con los fabricantes para tener un almacén en la unidad. Tener información de la geotecnia es esencial para la correcta selección del área para la construcción de la planta e instalaciones de almacenamiento.

**Condiciones climáticas.** Las condiciones climáticas tienen un impacto en la selección del diagrama del circuito de trituración y molienda. Si la planta está ubicada en un clima seco y cálido, la planta puede diseñarse para una instalación en el exterior. En cambio, un lugar de clima húmedo, la planta de trituración deberá estar cerrada para proteger los equipos y darle un lugar seguro al operador. Dependiendo del tipo de mineral las condiciones de humedad pueden tener un impacto en el manejo y generar problemas en la operación. En condiciones climáticas muy frías la planta se debe ajustar para asegurar un ambiente confortable para los operadores. Cuando el circuito de trituración es cerrado se tienen costos de capital y operativos que se deben considerar como una buena ventilación y tener un sistema de recolección de polvos.

Los costos operativos para un circuito de molienda pueden ser similares a un circuito de trituradora de tres etapas. A largo plazo los costos de un circuito de trituración resultan significativos por la infraestructura y el equipo auxiliar de un circuito de tres etapas por esta razón resulta costoso la instalación de un circuito de molienda.

**Vida de la mina.** La vida de la mina es un elemento clave en el diseño de la planta de beneficio. La vida útil de la mina influye en la inversión que designara para los equipos y la infraestructura de la planta. Cuando se plantea un proyecto a corto plazo se tiene un enfoque cuidadoso para el diseño y la construcción debido a la sensibilidad que tiene un proyecto de esta índole.

**Consideraciones de la operación.** El correcto diseño de una planta de beneficio debe ser simple y económico de operar, cuando se realizan modificaciones en el diseño nominal para emplear nuevos procesos o tecnologías estas solo son justificadas mediante la reducción en los costos operativos. Actualmente se busca que las plantas de beneficios sean automatizadas, por lo tanto requieren de cuartos de control, muestreadores en línea, sensores, equipos de limpieza, mangueras de lavado, monorrieles y polipastos electrónicos. Por lo tanto, resulta un criterio importante que el equipo seleccionado pueda brindar la opción de su automatización.

**Requerimientos de mantenimiento.** Las plantas deben estar diseñadas para facilitar el acceso a los equipos de trituración y molienda, con el objetivo de permitir un mantenimiento eficiente y seguro para los operadores. Cumplir con los requisitos de mantenimiento ayuda a lograr una mayor disponibilidad operativa.

En las plantas de trituración las disponibilidades de los equipos no son tan altas como en la molienda. Las plantas de trituración tienen una disponibilidad del 72 % en comparación con los circuitos de molienda que tienen 92 % en promedio. Esto se debe a que los equipos de trituración trabajan con partículas sólidas a granel, además que cada etapa de trituración está compuesta por diversos equipos auxiliares. Ante esto la trituradora seleccionada para cada etapa debe de tener un rendimiento que le permita operar de manera rentable ante una baja capacidad por problemas en la operación y también trabajar con altas capacidades.

Una correcta práctica es que el diseño del circuito de trituración y equipos auxiliares debe de tener un factor de diseño de 1.25 a 1.5 veces la capacidad nominal (Bearman, 2019).

El mantenimiento preventivo programado en las plantas de trituración involucra los siguientes elementos:

- Cambio de los elementos de desgaste de las trituradoras y alimentadores.
- Aceite y lubricación de los elementos móviles
- Inspecciones visuales
- Ajustes eléctricos y de instrumentación
- Reparación de bandas transportadoras
- Cambio de la superficie de cribado.

En general las plantas de beneficio cuentan con grúas aéreas que ayudan a retirar y reemplazar piezas de las trituradoras y molinos. El personal de mantenimiento debe tener fácil acceso visual y rápido a las tolvas, chutes, cribas, trituradoras y molinos.

**Seguridad y medio ambiente.** Las instalaciones mineras deben de cumplir con leyes federales y locales, reglamentos, normas oficiales y estándares internacionales. Algunas características de las plantas de beneficio modernas es que deben de contar con candados para los equipos en movimiento, instalaciones eléctricas y contar con cables de paro de emergencia en las bandas transportadoras. En las unidades mineras es fundamental la capacitación continua en seguridad y se deben de mantenerse monitoreadas la mayoría de las operaciones.

Los encargados del diseño deben de tomar medidas para la instalación de equipos de eliminación, supresión y recolección de polvos. Los derrames en alimentadores, chutes y bandas transportadoras deben ser mínimos.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Una caliza con un tamaño de 25 mm se tritura a un producto de 6 mm a una velocidad de 10 tph. A este ritmo el equipo requiere una potencia de 18 kW para la trituración de la caliza. Considerando que el equipo vacío requiere de 0.5 kW para su funcionamiento, la energía efectiva para la trituración es 17.5 kW ¿Cuál será el consumo de energía requerida, si la caliza se alimenta a una granulometría de 10 mm? Suponiendo que la Ley de Rittinger es válida.

**Solución: 8.79 kW**

2. Los siguientes resultados se obtuvieron de una prueba de laboratorio para encontrar el índice de trabajo de un mineral:

- Se molieron 1,000 gramos de esfalerita en un molino de laboratorio por 12 minutos.
- La potencia de entrada cuando el molino está vacío (únicamente con la carga de bolas de molienda) fue de 226.9 volts. La potencia al moler la muestra es de 283.2 volts.
- La alimentación al molino con un P80 de 1,530 micras.
- La granulometría de producto es de 79 micras.

Encuentre.

- a) kW.h neto por tonelada de mineral requerido para moler el mineral a partir de 1,530 mm a una granulometría de 79 micras.
- b) Calcule el índice de trabajo ( $W_i$ ).

**Solución: a) 11.26 kW/h, b) 12.95 kW.h/t**

3. Calcule la potencia requerida para triturar roca fosfórica de un tamaño de alimentación  $F_{80}$  pasando de 4" a un tamaño del producto  $P_{80}$  de 1/8" a una capacidad de 100 t/h. El índice de trabajo de la roca fosfórica es de 2.74. También calcule la potencia requerida para triturar la roca fosfórica de 1/8" a un producto de 1,000 micras.

**Solución: 40.03 kW y 38.03 kW**

4. Un mineral de plomo se alimenta a un molino con una granulometría que pasa la malla 3 a un producto que pasa la malla 100 para realizar un proceso de concentración por flotación. El consumo de energía es de 7.2 kW.h por tonelada de mineral.

Debido a la naturaleza del mineral la planta reporto que para mayores recuperaciones en los rebajes que se están explotando se requiere una molienda más fina por lo cual se hacen pruebas metalúrgicas. Las pruebas indican que el mineral deber ser alimentando pasando la malla 4 y una vez que el molino de bolas reduce su tamaño el producto pasa una malla 325. Calcule la potencia requerida para moler una tonelada de mineral bajo las nuevas condiciones de acuerdo con la ley de Bond.

**Solución: 15.49 kW.h/t**

5. ¿Cuál es la potencia requerida para triturara 100 tph una piedra caliza si el  $F_{80}$  de alimentación pasa por una abertura 2 pulgadas y el P80 pasa por una abertura de 1/8 de pulgada?. El índice de trabajo de la caliza es de 12.74 kW.h.

**Solución: 169.6 kW**

6. Una trituradora recibe una alimentación de caliza con un diámetro promedio de superficie de 0.75 pulgadas y descarga un producto de 0.2 pulgadas. La potencia requerida para triturar 12 tph es 9.3 HP. ¿Cuál debería ser el consumo de energía si la capacidad se reduce a 10 tph con un diámetro promedio del producto de 0.15 pulgadas?

La eficiencia mecánica permanece sin cambios utilizando la ley de Rittinger.

**Solución: 11.27 kW**

7. Si un molino de bolas requiere 3 kW.h por tonelada para reducir una alimentación de 1,600 micras a un producto de 400 micras. Calcule el índice de trabajo para esta operación.

**Solución: 12 kW.h/t**

8. Una roca con un tamaño de 5 cm se alimenta a una trituradora de cono. El análisis granulométrico del producto se muestra en la columna (3). El consumo de energía es de 432 kW/t. La trituradora requiere de 12 kW para su operación, al reducir el espacio entre la cámara de trituración, se realizó nuevamente la prueba y el análisis granulométrico del producto se muestra en la columna (4).

Calcule la potencia para la segunda prueba usando la ley de Kick.

(1)	(2)	(3)	(4)
No. Malla	Tamaño de apertura (mm).	Porcentaje en peso	Porcentaje en peso
4	4.7	—	—
6	3.33	3.1	—
8	2.36	10.3	3.3
10	1.65	20	8.2
14	1.17	18.6	11.2
20	0.83	15.2	12.3
28	0.59	12	13
35	0.42	9.5	19.5
48	0.3	6.5	13.5
65	0.21	4.3	8.5
100	0.15	0.5	6.2
150	0.1	—	4
-150	—	—	0.3

**Solución: 500.7 kW/t**

9. Se alimenta a una trituradora giratoria un mineral con una tamaño de 65,500  $\mu\text{m}$  para obtener un producto con un tamaño de 7,000  $\mu\text{m}$ . El índice de trabajo utilizado para la planta para propósitos de diseño es de 14 kW.h/ tonelada corta. Utilizando la teoría de Bond calcule la energía específica y consumo de energía para una capacidad de las trituradora primaria de 4,902 toneladas métricas por día.

**Solución: 1.241 kW.h/tonelada métrica, 6,083 kW.**

## REFERENCIAS

- Ahletci F. y Ersin Y. (2018). Thosulphate Leaching of Gold/Silver from a Copper – Bearing Pyritic Gold Concentrate. Organization International Mineral Processing Congress.
- Austin L.G. (1984). Concepts in Process Design of Mills. (pp. 628-634). Mining Engineering. Society for Mining, Metallurgy & Exploration.
- Barratt D. y Allan M. (1986). Testing for autogenous and semi-autogenous grinding a designer's point of view. Mining Engineering. Society for Mining Engineers of AIME. 85 (407), 484-486.
- Bearman R. (2019). Crusher Selection and Performance Optimization. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.), Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 432 - 437). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Bond F. (1985). History. En Weiss N. (Ed.), Mineral Processing Handbook (pp. 3A-2 -3A-4). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.1– Material 1](#)).
- Bond F.(1952). The Third Theory of Comminution. (pp. 484-486). Mining Engineering. Society for Mining, Metallurgy & Exploration.
- Bond F.(1961), Crushing and Grinding Calculations. British Chemical Engineering 6 (8), 378 - 548.
- Boyd K. (2002). Crushing Plant Design and Layout Considerations. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 670 – 675). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Burroughs C. (1991). Materials beneficiation (pp. 10 - 12). Springer- Verlag.
- Espinosa L. (1975). Teoría y prácticas de trituración y molienda (pp. 51 – 52). 3a ed. Convención Nacional Asociación de Ingenieros de Minas, Metalurgista y Geólogos de México. Comisión de Fomento Minero.
- Fueyo Luis (1999) Equipos de Trituración, Molienda y Clasificación (pp. 28-29) 2a ed. Rocas y Minerales.
- Gupta A. y Yan D. (2016). Mineral Processing Design and Operations. (pp. 71-93) 2a ed. Elsevier B.V.
- MacQuiston F. y Shoemaker R. (1978). Primary Crushing Plant Design (pp.2 -3). Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum Engineers Inc.
- Morrell S. (2019). Testing and Calculations for Comminution Machines. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 465 - 477). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Pryor E.J. (1985). Mineral processing (pp. 36 - 37). 3a ed. Elsevier.
- Rowland Jr. y Kjos D.M. (1978). Molinos de barras y bolas. En Mular A. L. & Bhappu R.B.(Eds.), Mineral Processing Plant Design (pp. 239 – 278). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME
- Subba D.(2016), Minerals and Coal Process Calculations. (pp. 1-7). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Walker W., Lewis W., y McAdams W. (1937). Principles of Chemical Engineering (pp. 251 – 255). McGraw – Hill Book Company, Inc.
- Wills B. (1985). Mineral Processing Technology (pp. 137- 139). 3ª ed. Pergamon Press.
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (pp. 8, 111 -113). 8a ed. Elsevier.
- Wills B. y Napier – Munn T. (2006). Mineral Processing Technology (p. 16). 7a ed. Elsevier Science & Technology Books

En el Material Digital se muestra un artículo referente al uso del índice de trabajo para medir la eficiencia de las operaciones de trituración y molienda [Material Digital: Carpeta 2. - Subcarpeta 2.1 - Material 4](#)

En el Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.2 “Manuales generales de equipos y pruebas de laboratorio” se muestra los manuales de los principales proveedores de equipos para el beneficio de minerales.

Material 1. Reference Manual – Nordberg Group Company

Material 2. Mineral Processing Handbook – Telsmith

Material 3. Crushing and Screening Handbook – Metso Minerals

Material 4. Equipment Company Handbook – Denver Equipment

Material 5. Rock Processing Guide – Sandvik

Material 7. Handbook Mineral Processing – Metso Outotec

Además de una guía para las pruebas de flotación, concentración gravimétrica, magnética, electrostática y espesamiento para el diseño de circuitos del material “Design and Installations of Concentration and Dewatering Circuit” de Mular y Anderson del año 1986.

Material 6. Laboratory Testing for flotation circuit design.

Material 7. Laboratory Testing for gravity concentration circuit design

Material 8. Laboratory Testing for electrostatic concentration circuit design

Material 9. Laboratory Testing for magnetic concentration circuit design

Material 10. Laboratory Testing for thickener circuit design

En el Apéndice A-V se muestran índices de trabajo promedio, en el Apéndice A -VI se muestran índices de abrasión promedio y en el Apéndice A-VII se muestran índices de impactos para la caracterización de minerales.

### 3.4 TRITURADORAS PRIMARIAS

El término “trituradora primaria” es el nombre que recibe la trituradora que asume el trabajo de reducir el tamaño del mineral proveniente de mina. El producto de la trituración primaria tiene el propósito de alimentar a un tamaño adecuado a la trituradora secundaria, circuito de molienda o en algunos casos al proceso de lixiviación (Allis – Chalmers, 1953).

Las trituradoras primarias operan en circuito abierto. En esta familia de trituradoras primarias se encuentran las trituradoras giratorias, trituradoras de quijada y en algunos casos trituradores de rodillos y trituradora de impacto. La relación de trituración de estos equipos puede ser hasta de 8:1 donde el tamaño de alimentación se ajusta al diámetro de las partículas más grandes provenientes de mina.

McQuiston y Shoemaker (1978) señalan que con frecuencia la selección y tamaño correcto de la trituradora primaria es un problema, por la importancia que tiene en el diseño de la planta de trituración. Estos equipos son de las trituradoras de mayor tamaño en la planta, por lo tanto, su costo es significativo para la operación; un error en la selección solo puede ser solucionado con el reemplazo total del equipo (p. 2-3). Los siguientes aspectos tienen una influencia en la selección de una trituradora primaria por lo tanto resulta importante considerarlas durante la selección:

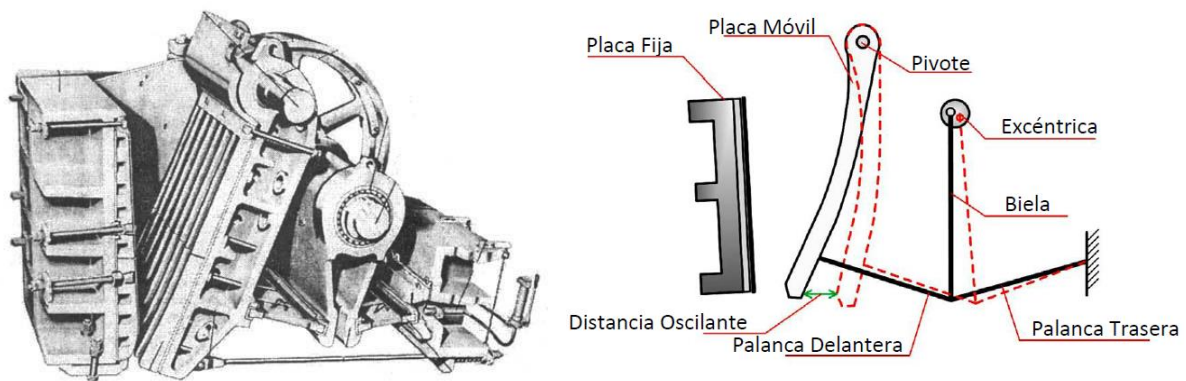
1. Características del mineral o roca.
2. Capacidad diaria que requiere la operación
3. Tamaño del producto deseado
4. Tamaño de los equipos de acarreo en el caso de una operación a cielo abierto.
5. Tamaño de alimentación.
6. Método de alimentación hacia la trituradora.

Los primeros tres factores siempre se determinan en las pruebas metalúrgicas, por lo tanto, esta información está establecida antes de la selección de la trituradora. En el caso de los últimos factores están vinculados con la operación de la mina. Es conveniente discutir la relación de estos factores con la operación por separado.

#### 3.4.1 DISEÑO DE TRITURADORAS DE QUIJADA

Subba (2011) indica que las trituradoras de quijada están formadas por dos placas una enfrente de la otra en forma de V una fija y otra móvil, el movimiento de oscilación es alrededor de un eje horizontal es generado por un sistema de biela excéntrica que permite la trituración de las partículas (ver Figura 3.4-1).

El material es alimentado en la parte superior y es fragmentado por el movimiento de la placa móvil y desciende en la cámara de trituración cuando la placa móvil retrocede. Este proceso permite a los fragmentos generados descender hacia la parte más estrecha de la cámara donde se somete a una nueva compresión. Finalmente, las partículas del producto se descargan por la abertura inferior siempre y cuando las partículas sean más pequeñas que la abertura inferior entre la placa móvil y fija (Wills y Finch, 2016).



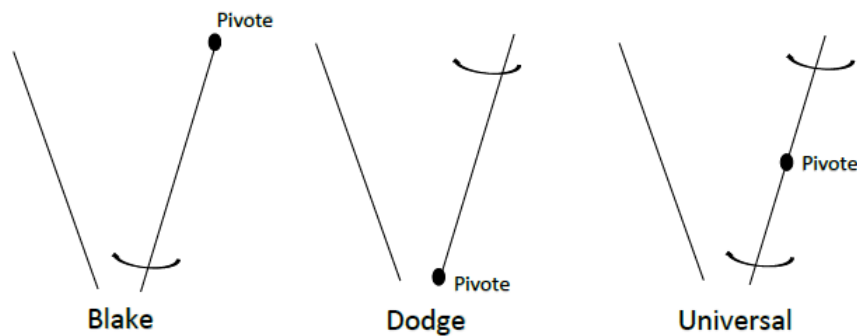
**Figura 3.4-1** Esquema de una trituradora de quijada. Leyendas: a) Trituradoras de quijada tradicional, b) Componentes de una trituradora de quijada. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Fueyo (1999) y Pryor (1985) mencionan que existen tres tipos básicos de trituradoras de quijada: Blake, Dodge y universal (Figura 3.4-2). Los tres tipos se diferencian por la forma en que la placa móvil se mueve en relación con la placa fija.

**Blake:** La placa móvil oscila tomando como pivote el extremo superior de ese modo tiene una abertura de alimentación fija y una abertura de descarga variable.

**Dodge:** La placa móvil oscila tomando como pivote el extremo inferior, dándole un área de alimentación variable pero una abertura de descarga fija. Esta trituradora se utiliza en trabajos de laboratorio donde se requiere una reducción de tamaño homogénea y nunca para triturar grandes toneladas que obstruyen fácilmente la trituradora.

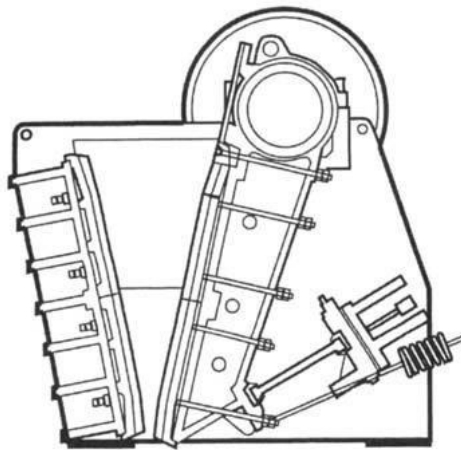
**Universal:** Las placas oscilan desde un punto medio entre la parte superior e inferior, tiene una abertura de descarga y de alimentación variable.



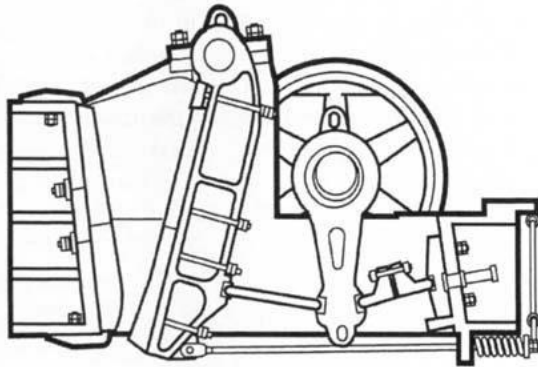
**Figura 3.4-2** Tipos de trituradoras de quijada. Adaptado de Wills y Napier – Munn (2006).

Ronald (2002) menciona que las trituradoras Blake fueron patentadas en el año de 1858 y son las trituradoras más utilizadas a nivel industrial. Existen dos variaciones en la forma de aplicar el movimiento generado por las barras de articulación conocido como articulación simple conocida como efecto simple (Figura 3.4-3) y doble articulación conocida como doble efecto (Figura 3.4-4).





**Figura 3. 4-3** Trituradoras de quijada de articulación simple. Tomado de Mular, Halbe y Barratt (2002).



**Figura 3. 4-4** Trituradora de quijada de doble articulación. Tomado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

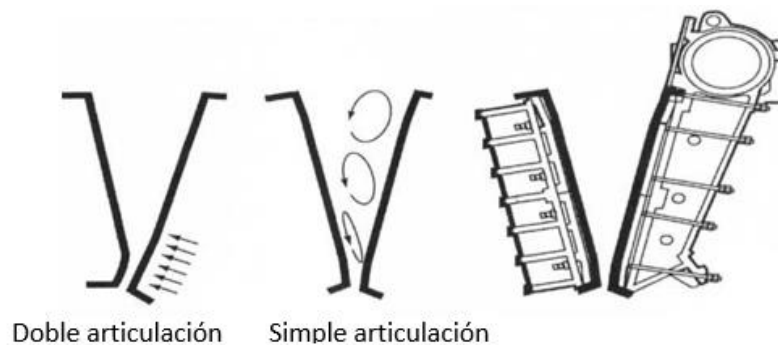
Ronald (2002) menciona que las trituradoras de doble articulación el movimiento de oscilación es mayor en la abertura de descarga. Una biela desde el eje excéntrico transmite el movimiento a través de un par de palancas en la parte inferior otorgando una presión de 350 MPa aproximadamente. Algunas de sus características son:

- La quijada móvil está apoyada en la parte superior y se mueve una distancia mínima en la alimentación y en la descarga esta distancia entre la abertura máxima y mínima de la trituradora se llama carrera.
- Este tipo de trituradoras se ven limitadas en su capacidad y sus costos de instalación son más altos en comparación con las trituradoras de articulación simple.
- La fuerza de trituración desarrollada por la doble articulación es mínima en el comienzo del ciclo cuando el ángulo entre las placas es agudo y la fuerza de compresión es mayor en la parte superior cuando toda la potencia se entrega al completar el recorrido del eje excéntrico.

Las trituradoras de articulación simple ejercen una presión de 200 MPa. La rotación del eje excéntrico hace que el conjunto unido al eje giratorio se mueva en una trayectoria elíptica. El movimiento máximo de la placa móvil ocurre en la parte superior de la cámara de trituración, con un movimiento mínimo en la abertura de descarga.

El movimiento más grande en la abertura de alimentación permite que se generen altas presiones permitiendo tener grandes fuerzas de compresión desde que se alimenta el mineral. En la actualidad son las más utilizadas por su menor costo de instalación y menor consumo de energía.

Las trituradoras de articulación simple generalmente tienen un ángulo de compresión mayor que la articulación doble. Con las trituradoras de doble articulación, el mayor movimiento ocurre en la parte inferior, el movimiento de la placa móvil no solamente se mueve hacia la placa fija también se mueve verticalmente según la rotación del eje excéntrico, se podría decir que se mueve hacia abajo en dirección de la rotación del material como se puede observar en la Figura 3.4-5.



**Figura 3. 4-5** Movimiento de las trituradoras de quijada. Tomado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

Por la acción aplastante de las trituradoras de una sola articulación, la vida de las placas de revestimiento es menor que en las de doble articulación. Las trituradoras de doble articulación tienen una acción de compresión directa a  $90^\circ$  aplastando el material y reduciendo el desgaste. Con su menor ángulo de compresión de las unidades de doble articulación pueden triturar materiales duros pero la producción disminuye notablemente conforme al deslizamiento del material debido a que se somete a una mayor presión en la parte inferior.

Gupta y Yan (2016) indican los factores de dimensionamiento de las trituradoras de quijada:

*Altura vertical de la trituradora: 2 (G)*

*Ancho de las placas de la quijada [ $> 1.3 (G)$  y  $< 3.0 (G)$ ]*

*Distancia oscilante (carrera) :  $T = 0.0502(G)^{0.85}$*

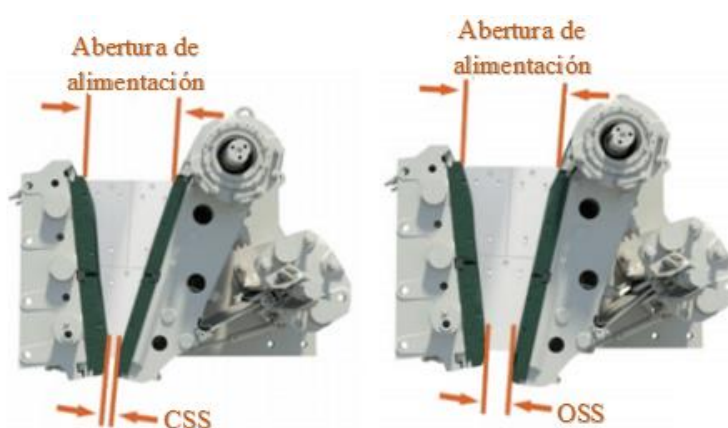
Donde:

G: Distancia entre las placas en la abertura de alimentación, m.

CSS: Abertura mínima entre las placas durante el ciclo de trituración, m.

OSS: Abertura máxima de descarga, m.

T: Carrera de la trituradora es la distancia oscilante entre OSS y CSS, ver Figura 3.4-6.



**Figura 3. 4-6** Factores de dimensionamiento de las trituradoras de quijada. Tomado de Metso Minerals (2007).

Cada fabricante tiene sus propias especificaciones y catálogos los cuales son una buena guía para la geometría y el diseño de sus equipos.

La trituradora Dodge otorga un producto uniforme y un excelente control en el tamaño. Las tipo Blake, hacen un mayor trabajo en la abertura de alimentación lo que hace fácil la trituración de partículas más grandes otorgando una mayor capacidad (Burroughs, 1991).

El tamaño de una trituradora de quijada se describe por la abertura de la alimentación y el ancho de las placas un ejemplo es la trituradora Blake de 1,600 mm x 2,514 mm con una potencia del motor de 250 – 300 kW de Metso Minerals.

Metso Minerals es un grupo líder en el mercado mundial de equipos y sistemas para las operaciones de procesamiento de rocas y minerales. Ofrecen una trituradora de quijada Nordberg Serie C. En la Tabla 3.4-1 se muestran las trituradoras de la Serie C con el objetivo de dimensionar cada una de ellas y conocer sus capacidades.

**Tabla 3.4-1**  
Trituradoras de la Serie C.

NORDBERG® SERIE CTM				
	POTENCIA ,kW	PESO BÁSICO DE LA TRITURADORA, Kg	TAMAÑO DE LA TRITURADORA ,mm	CAPACIDAD MAXIMA , tonelada métrica/hora
C80	75	7,670	800 x 510	335
C96	90	9,759	930 x 580	390
C100	110	20,060	1000 x 760	420
C106	110	14,350	1060 x 700	500
C110	132	25,800	1100 x 850	530
C116	132	18,600	1150 x 800	520
C120	160	26,000	1200 x 870	540
C125	160	37,970	1250 x 950	650
C130	160	40,100	1300 x 1000	831
C140	200	47,120	1400 x 1070	725
C145	200	54,450	1400 x 1070	820
C150	200	51,200	1400 x 1200	880
C160	250	76,500	1600 x 1200	1,141
C200	400	121,510	2000 x 1500	1,435
C3055	160	24,130	1400 x 760	600

Adaptado de Metso Minerals (2011).

Actualmente las trituradoras de quijada son fabricadas por diferentes proveedores como Metso Minerals, Citic Heavy Industries, Sepro Mineral Systems Corporation, Telsmith, Pennsylvania Crusher, Sandvik y Thyssenkrupp en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.3 Trituradoras de Quijada](#) se muestran las características de las trituradoras de Thyssenkrupp ([Material 1](#)), Sepro Mineral ([Material 2](#)), Telsmith ([Material 3](#)) y Pennsylvania Crusher ([Material 4](#)).

Las relaciones de dimensionamiento de una trituradora de quijada son útiles para una primera aproximación. Para dimensionar la abertura de alimentación se debe considerar el tamaño de partícula más grande enviada de mina a planta se utiliza la siguiente relación:

$$Abertura\ de\ alimentación\ (G) = tamaño\ de\ partícula\ más\ grande / 0.9$$

Se puede tomar como una regla que el tamaño de la abertura de alimentación debe ser 1.1 veces mayor que el tamaño más grande de partícula que puede alimentarse al circuito de trituración. Las características de las trituradoras más comunes se muestran en la Tabla 3.4-2.

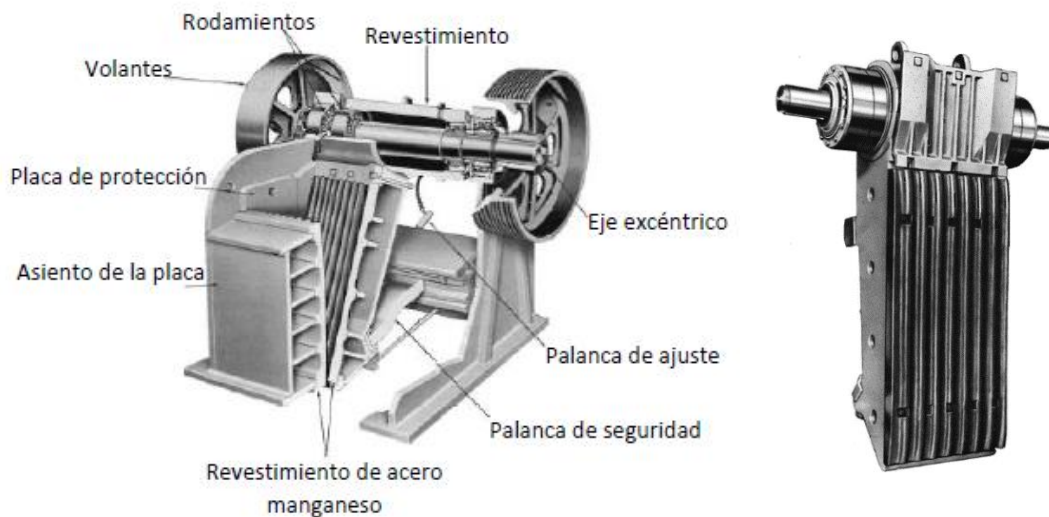
**Tabla 3.4-2**  
Características generales de las trituradoras de quijada.

TIPO DE TRITURADORA	Abertura de alimentación , mm		Ancho de las placas , mm		Relación de trituración	Potencia del motor (KW)	
	Mín.	Máx.	Mín.	Máx.		Mín.	Máx.
Blake	125	1600	150	2100	7: 1	2.25	225
Biela simple	125	1600	150	2100	7: 1	2.25	120
Dodge	100	280	150	28	7: 1	2.25	250

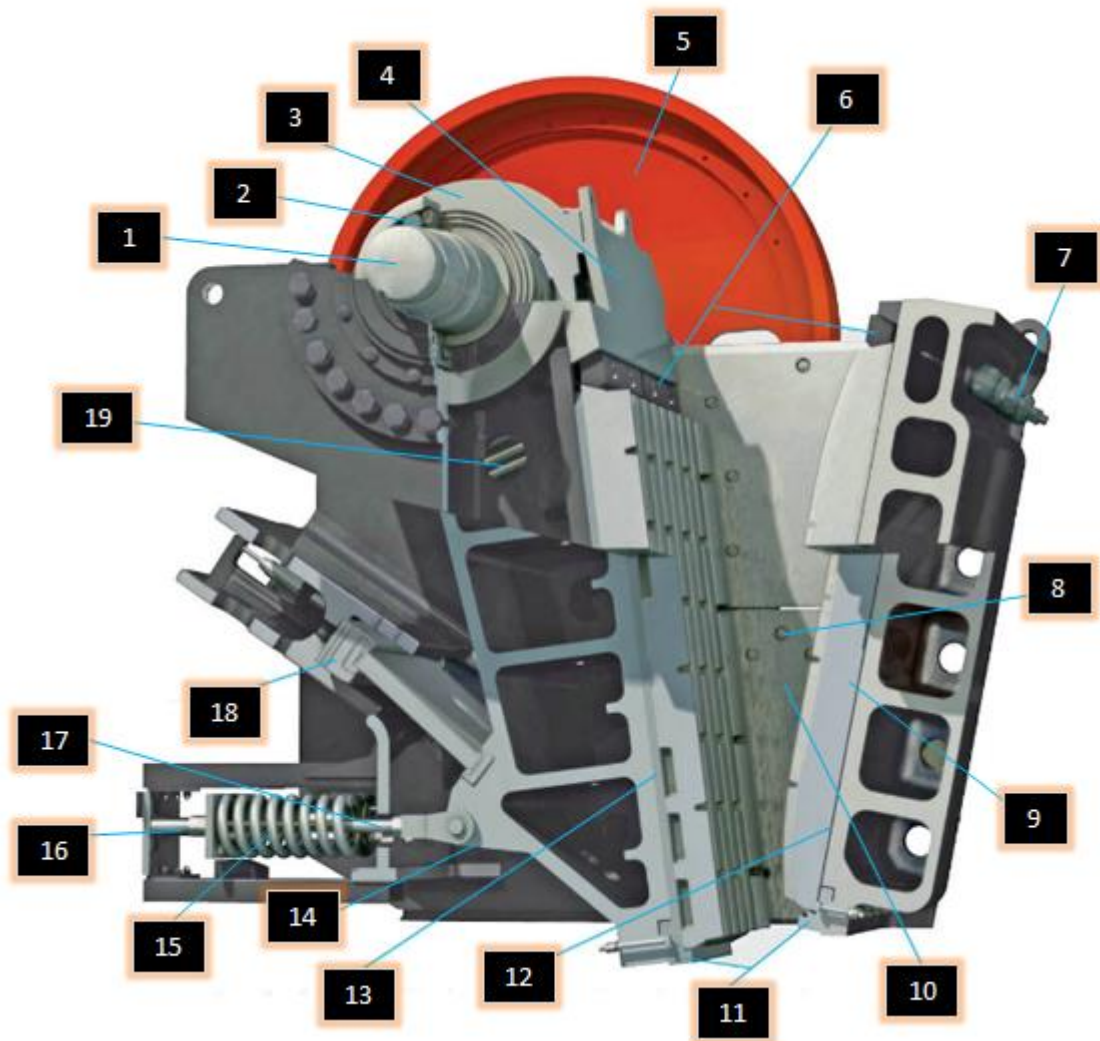
Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Las trituradoras de quijada son equipos de trabajo pesado por lo tanto tienen una construcción robusta, comúnmente está hecha de secciones para que pueda ser transportada en piezas. La velocidad de las trituradoras de quijada varía inversamente con el tamaño de alimentación por lo general se encuentra en un rango de 180 a 350 rpm. Esto se debe a que las partículas deben tener el tiempo suficiente para moverse hacia la abertura de descarga en diferentes posiciones para que la compresión de la placa móvil genere la reducción de tamaño deseado (Weiss, 1985).

En la Figura 3.4-7 se puede observar el sistema de accionamiento con un sistema excéntrico, que se mueve hacia adelante o atrás por medio de una biela y con cada revolución produce una acción de fragmentación. El accionamiento se realiza por la transmisión de correas a partir de un motor eléctrico directamente sobre la llanta de cada uno de los volantes. Las trituradoras de quijada están conformadas por diversos elementos en la Figura 3.4-8 se puede observar cada componente de una trituradora de quijada.

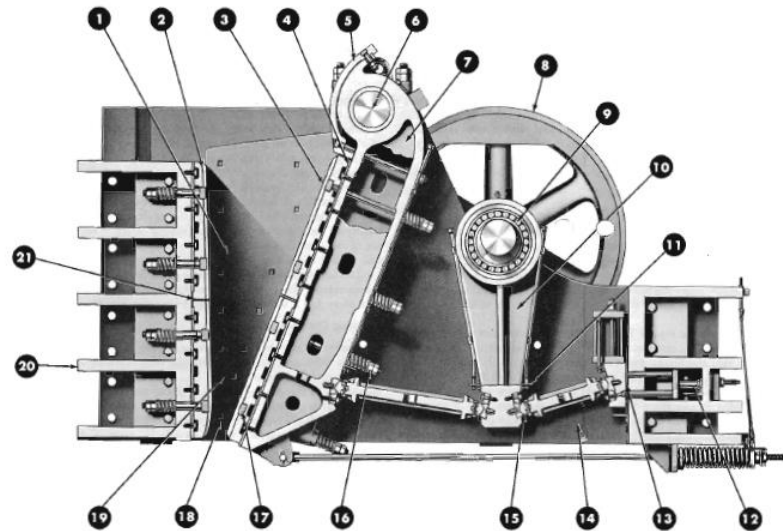


**Figura 3. 4-7** Sistema de accionamiento: a) Mecanismo de accionamiento de una trituradora de quijada y b) Vista de una placa de revestimiento. Adaptado de Weiss (1985).



**Figura 3. 4-8** Componentes de una trituradora de quijada de articulación simple. Leyendas: (1) Eje excéntrico, (2) Rodamientos, (3) Revestimiento de acero, (4) Placa protectora del mecanismo, (5) Volante, (6) Placas fija y móvil, (7) Perno de la quijada, (8) Cámara de trituración, (9) Bastidor interior, (10) Placa de protección lateral, (11) Barras de soporte y sujeción, (12) Placas de desgaste, (13) Placa intermedia, (14) Asiento de la placa de articulación, (15) Resorte tensor, (16) Tuerca de sujeción, (17) Barra tensora, (18) Palanca de articulación, (19) Perno de cabeza T. Adaptado de Sandvik (2009).

El volante proporciona el impulso necesario para mantener una velocidad constante durante el ciclo. En las Figuras 3.4-8 y 3.4-9 se muestran dos ejemplos de los mecanismos de las trituradoras de quijada donde se aprecian los elementos básicos de acuerdo a las especificaciones del fabricante.



**Figura 3. 4-9** Componentes de una trituradora de doble articulación. **Leyendas:** (1) Cámara de trituración, (2) Placa fija, (3) Placa móvil, (4) Placas de desgaste, (5) Revestimiento del eje, (6) Pivote de la placa móvil, (7) Tirantes del bastidor, (8) Volante, (9) Rodamientos, (10) Biela motriz de acero, (11) Placas de apoyo de la biela, (12) Control de ajuste hidráulico, (13) Separador, (14) Marco de protección, (15) Marco de acero, (16) Resorte tensor, (17) Perno de cabeza T, (18) Abertura de descarga, (19) Placa de protección, (20) Estructura base de la placa fija y (21) Cuña central. Adaptado de Weiss (1985).

A continuación, se describen las partes principales de las trituradoras de quijada:

**Cámara de trituración:** Consta de la placa fija, placa móvil y las placas laterales todas equipadas con placas de revestimiento. Dentro de estas cuatro placas se lleva a cabo la trituración.

**Marco (Chasis):** Son de acero inoxidable a menudo están reforzadas con varillas de acero para cumplir con el mecanismo de acción.

**Placas:** Suelen construirse de acero y equipadas con una placa de desgaste de acero al manganeso o acero de alto carbono con una aleación de níquel y cromo, estas dos aleaciones elevan la resistencia a la abrasión del acero. Otra característica de las placas de la quijada es que pueden ser lisas o corrugadas en el caso de minerales muy abrasivos. El ángulo entre las placas suele ser de  $21^{\circ}$  -  $26^{\circ}$  el uso de un ángulo más pronunciado provocaría que las partículas se deslicen evitando que se lleve a cabo la trituración reduciendo la capacidad del equipo y aumenta el desgaste de las placas. Para evitar problemas de obstrucción se utilizan placas curvas que permiten una reducción gradual del tamaño a medida que el material avanza a la descarga.

**Biela motriz (Pitman):** El movimiento oscilatorio de las placas se debe al moviente vertical de la biela. Este movimiento provoca el accionamiento de la barra de articulación. Este sistema permite el movimiento de las palancas como una excéntrica – biela que convierte el movimiento giratorio de un eje en un movimiento lineal.

**Palanca de articulación:** Podemos encontrar una palanca de articulación o dos en el caso en el caso de las trituradoras de articulación doble. Estas palancas estructuralmente están sujetas a compresión por lo tanto están hechas de acero de alto carbono o aleaciones especiales de acero al manganeso y acero al cromo-molibdeno para resistir el desgaste.

**Eje excéntrico:** Está sometido a grandes esfuerzos de flexión y deben de ser de gran diámetro para evitar la flexión y están formados de piezas forjadas de acero de alto carbono.

Cuando el mineral es alimentado a la trituradora en la parte superior, la placa móvil oscila y se acerca a la placa fija que genera la trituración de las partículas. Gupta y Yan (2016) señalan que existen variables que describen la operación de una trituradora de quijada con respecto a sus características de diseño, estas variables son:

- Tamaño de alimentación:  $0.9 \times$  abertura de alimentación
- Ángulo entre las placas:  $21 - 26^\circ$
- Relación de trituración (R) = 4: 1 a 7: 1
- Abertura de inferior o descarga:  $LT = 1 - 7 \text{ cm}$
- Velocidad: 180 – 350 rpm
- Frecuencia de las correas, V: 100 a 300 ciclos por minuto
- Longitud de la carrera:  $0.0502 \times (\text{abertura de alimentación})^{0.85}$

Los ajustes que se pueden realizar en una trituradora de quijada son (a) ancho de la abertura de descarga, (b) distancia oscilante y (c) velocidad (Taggart, 1945).

a) La abertura de alimentación se ajusta cambiando la longitud de la palanca de articulación, cambiando las placas de revestimiento o mediante el ajuste de la cuña con la palanca trasera en el caso de una trituradora de doble articulación. Por lo general, solo se proporciona un ajuste para compensar el desgaste de las placas de la quijada.

b) Distancia oscilante o carrera se puede ajustar por un dispositivo al subir o bajar la barra trasera de esta forma al ajustar el ángulo entre placas o cambiando el giro del eje excéntrico. La distancia varía desde  $3/8$  de pulgada para trituradoras pequeñas hasta 1 pulgada para equipos de mayor tamaño. El principal factor que determina la longitud oscilante es la dureza del mineral o roca que se fragmentara.

c) La velocidad puede variarse solo por el cambio del motor primario o un cambio en las relaciones de las poleas en la cadena de transmisión. El cambio de velocidad afecta la capacidad y el consumo de energía. No tiene un efecto marcado en el tamaño del producto en placas rectas pero el aumento en la velocidad con placas cóncavas se obtiene una descarga más fina.



En la práctica la abertura de descarga se debe de seleccionar en función de la granulometría que se desea en el producto. Esta configuración debe incluir las posiciones máximas y mínimas en que la abertura de descarga debe de abrir durante la oscilación, comúnmente el fabricante otorga todos los parámetros para ajustar las diferentes variables de operación.

### **Capacidad.**

La capacidad de las trituradoras de quijada es la medida de la masa o volumen del material triturado en un determinado tiempo. La capacidad es principalmente una función de:

1. Características de diseño, como el ancho y longitud de la cámara de trituración.
2. El método de alimentación por ejemplo la descarga de camiones o bandas transportadoras.
3. Variables de operación como la velocidad de las oscilaciones (rpm) y el ángulo entre las placas.

Gupta y Yan (2016) afirman que matemáticamente la capacidad puede expresarse mediante la expresión general:

$$Q = (w, L, L_{MÁX}, L_{MÍN}, L_T, n, \theta, v, R) \quad (3.4.1)$$

Donde:

$Q$ : Capacidad

$w$ : Ancho de las placas.

$L$ : Longitud o profundidad de las placas.

$L_{MÁX}, L_{MÍN}$ : Longitud máxima de abertura y longitud mínima de abertura respectivamente.

$L_T$ : Longitud inferior.

$n$ : Frecuencia (ciclos por unidad de tiempo)

$\theta$ : Ángulo entre las placas.

$v$ : Velocidad de la trituradora en rpm

$R$ : Relación de trituración

Existen algunas características que deben de considerar en la operación de las trituradoras de quijada estas son:

- El mecanismo de movimiento de las partículas alimentadas a la trituradora que afecta directamente la capacidad. Dicho movimiento se puede interpretar como una sucesión de cuñas creadas por el ángulo entre las placas que se reduce conforme las partículas avanzan en la cámara de trituración.
- La capacidad depende del tiempo que tome a la partícula para ser triturada hasta alcanzar la descarga.
- La frecuencia de la abertura y el cierre entre las placas ejerce cambios significativos sobre la capacidad.

Ante el problema que significa estimar la capacidad de las trituradoras de quijada tomando en cuenta todas las variables existen diferentes trabajos como los de Hersman, Taggart, Michaelson, Rose & English y Broman que han tratado de establecer modelos para determinar la capacidad.

Para tener una primera aproximación de la capacidad se proponen tres ecuaciones empíricas:

1. Hersman propone la siguiente ecuación la cual no proporciona un valor verdadero de la capacidad especialmente cuando se trata de materiales duros:

$$Q = 59.8 \left[ \frac{L_T(2L_{MÍN} + L_T)w Gvp_s K}{(G - L_{MÍN})} \right] t/h \quad (3.4.2)$$

Donde:

- G: Abertura de alimentación, m
- $p_s$ : Densidad del sólido,  $t/m^3$
- $v$ : velocidad, rpm
- K: 0.75 para trituradoras a escala

2. Gaudin (1939) señala que Taggart propone la siguiente fórmula empírica en la que T es la capacidad en toneladas por hora, L es la longitud de la abertura de alimentación y S es el ancho de la abertura de descarga, ambas en pulgadas.

$$T = (0.6)LS \quad (3.4.3)$$

Esta ecuación no es precisa porque no considera la dureza, densidad, resistencia, contenido de humedad en los minerales.

3. Michaelson formuló una ecuación en términos del flujo constante por la gravedad de la alimentación entre las placas en una posición abierta. La ecuación de Michaelson es:

$$Q = \frac{7.037 \times 10^5 W k' (L_{MÍN} + L_T)}{v} t/h \quad (3.4.4)$$

Para placas rectas en metros  $k' = 0.18$  a  $0.30$  para placas curvas  $k' = 0.32$  a  $0.45$  con un rango de tamaño de partícula controlado en la alimentación.

El uso de estas expresiones empíricas es limitado porque no se consideran las características del material alimentado y los fenómenos que se presentan durante la trituración. Los trabajos posteriores de Rose & English, Taggart y Broman son apropiadas para el cálculo de la capacidad por lo que se abordan con mayor énfasis.

### **Método de Taggart para canteras.**

Este método determina la capacidad de una trituradora de quijada en función de la cantidad del material triturado que pasa por la abertura de descarga en un tiempo determinado. Por lo tanto, la capacidad depende del área de descarga, características como la humedad del material, abertura de alimentación, velocidad, ángulo de las placas, método de alimentación y la relación de trituración.

Para calcular la capacidad de las trituradoras Taggart (1945) considero la relación reducción " $R_{80}$ " como la relación de  $F_{80}$  y  $P_{80}$ :

$$R_{80} = F_{80}/P_{80} \quad (3.4.5)$$

Gupta y Yan (2016) mencionan que existe la probabilidad que algunas partículas en la alimentación puedan ser más pequeñas que las aberturas de descarga por lo tanto pasan a través de la cámara de trituración sin sufrir ninguna reducción de tamaño. De esta forma a medida que disminuye el tamaño de la alimentación, la cantidad realmente triturada se vuelve menor que las toneladas alimentadas.

Taggart (1945) expresó la relación entre la capacidad de la trituradora y la relación de trituración  $R_{80}$  en términos de las toneladas trituradas definidas como  $T_R$  que relaciona las toneladas alimentadas con las toneladas trituradas y se expresa como:

$$T_R = TR_{80} \quad (3.4.6)$$

Donde:

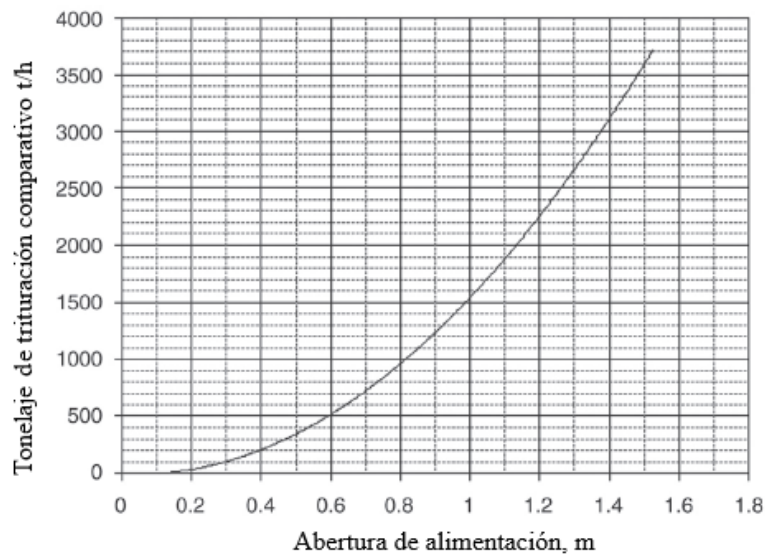
$T_R$  : Toneladas trituradas

T: Toneladas trituradas por hora

La alimentación que en realidad es triturado se determina restando las partículas de menor tamaño de la alimentación. El tiempo de trituración depende de las propiedades del material de tal modo que en una relación de trituración dada la capacidad de la trituradora varía en función de la granulometría que se alimenta. Taggart intentó compensar esto mediante la introducción de una nueva variable  $T_{RC}$  (Toneladas trituradas de comparación) que se define como:

$$T_R = kT_{RC} \quad (3.4.6)$$

$T_{RC}$  es una variable que propuso Taggart al observar la operación de diferentes trituradoras de quijada en canteras y relaciono la abertura de alimentación con su capacidad que se muestra en la Figura 3.4-10.



**Figura 3. 4-10** Capacidad estándar de las trituradoras Blake. Tomado de Gupta y Yan (2016).

El factor "k" se determina para diferentes condiciones y está en función de la trituración del material ( $K_c$ ), contenido de humedad ( $K_m$ ) y condiciones de trituración ( $K_f$ ) por lo tanto "k" se expresa como:

$$k = K_c K_m K_f \quad (3.4.7)$$

Para evaluar "k", se consideró un factor de trituración relativo  $K_c$  de las rocas más comunes se muestran en la Tabla 3.4-3.

**Tabla 3.4-3**  
Factor de trituración para algunas rocas.

FACTORES DE TRITURACIÓN			
Roca	Factor de trituración, $K_c$	Roca	Factor de trituración, $K_c$
Caliza	1	Granito, grano grueso	0.9
Dolomita	1	Pedernal	0.8
Gneis	0.95	Gabro	0.8
Sienita	0.95	Cuarzita	0.8
Andesita	0.9	Riolita	0.8
Pizarra	0.9	Granito, grano fino	0.8
Basalto	0.75	Diorita	0.8
		Diabasa	0.65

Adaptado de Taggart (1945).

El factor de humedad  $K_M$  tiene poco efecto sobre la capacidad de la trituradora y puede ser excluido de la expresión. Solo se aplica cuando se presentan arcillas o un contenido de humedad es alto (hasta un 6%).

El factor  $K_F$  se aplica en función de la forma en que se alimenta a la trituradora por ejemplo desde un camión la alimentación es intermitente, mediante una banda transportadora se tiene una alimentación continua algunos de los valores aceptados para  $K_F$  son:

$K_F = 1$  cuando la alimentación es intermitente.

$K_F = 0.75 - 0.85$  cuando la alimentación es continua.

La relación de trituración se estima a partir del análisis granulométrico de la alimentación y el producto. Cuando no se cuenta con un equipo de clasificación, se puede obtener una estimación aproximada si la relación de trituración entre la masa de material que pasa la superficie de cribado (o se retiene en criba) para diferentes tamaños se asume un comportamiento lineal.

En el gráfico propuesto por Arthur Taggart que asume un comportamiento lineal se compone de dos rectas, la recta  $\overline{AC}$  representa un material sin ser cribado en la alimentación y  $\overline{BC}$  trata de un material que es alimentado una vez clasificado. Las rectas  $\overline{FD}$  y  $\overline{FE}$  corresponden al tamaño del 80 % de las partículas.

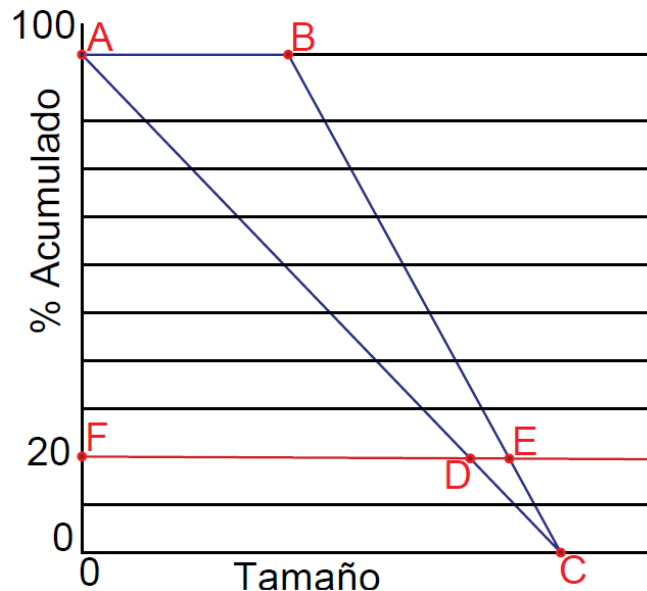
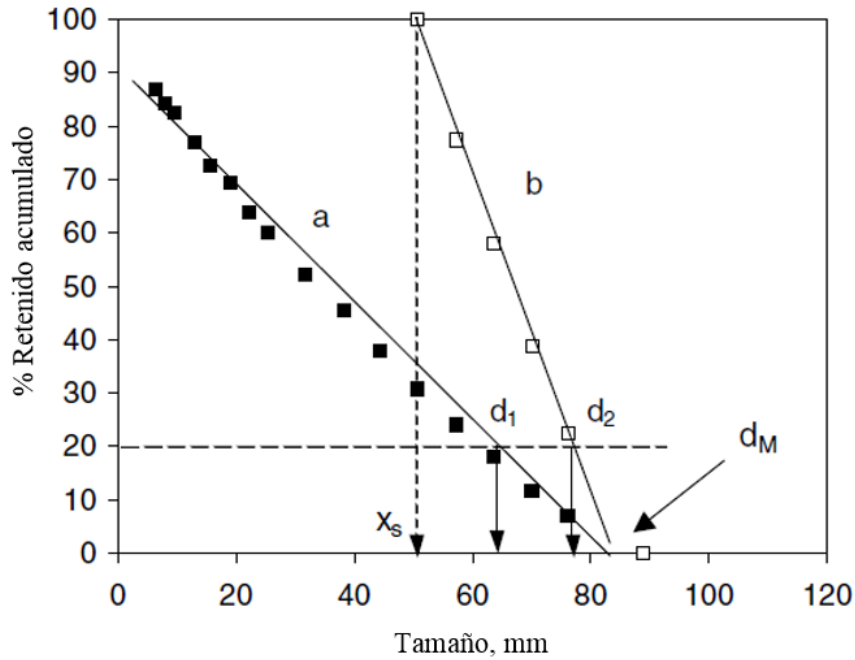


Figura 3. 4-11 Modelo lineal propuesto por Taggart.

Tomando como base el modelo lineal de la Figura 3.4-11 Gupta y Yan (2016) presentan un gráfico homólogo, ver Figura 3.12.



**Figura 3. 4-12** Gráfico lineal de la alimentación de una trituradora de quijada. Leyendas a) Sin clasificar y b) Clasificado. Tomado de Gupta y Yan (2016).

La recta (a) es la distribución del acumulado de los diferentes tamaños no clasificados en la alimentación y (b) es la distribución del acumulado de los tamaños del mineral clasificado " $x_s$ " es la abertura de la superficie de cribado y ( $d_1$ ), ( $d_2$ ) son los tamaños correspondientes del tamaño de clasificación en " $w$ " porcentaje de masa acumulado.

Tomando " $w$ " igual al 20 % se puede observar por geometría simple que la porción del 80 % que no pasó la clasificación en la alimentación está dada por:

$$\frac{(d_2 - d_1)}{x_s} = \frac{20}{100} ; (d_2 - d_1) = 0.2 x_s \text{ por lo tanto}$$

$$d_2 = d_1 + 0.2 x_s \quad (3.4.8)$$

Entonces el tamaño del mineral que pasa el 80 % del mineral no clasificado es igual al tamaño del porcentaje acumulado del mineral clasificado más 0.2 veces la abertura de la criba:

$$F_{80}(\text{clasificado}) = F_{80}(\text{alimentación no clasificada}) + 0.2 X_s$$

El 80 % que pasa de la alimentación está dada por:

$$F_{80}(\text{Alimentación}) = 0.8 S_F \text{ tamaño máximo } (d_M)$$

Donde  $S_F$  = factor de forma que es la relación de la dimensión de una partícula promedio a una partícula del tamaño mínimo.

" $S_F$ " Oscila entre 1.7 para formar cubicas y 3.3 para rocas.

Por lo tanto:

$$F_{80}(\text{No clasificado}) = 0.8 S_F d_{M\acute{A}X} + 0.2 w_s \quad (3.4.9)$$

$$P_{80}(\text{No clasificado}) = 0.8 S_F d_{M\acute{I}N} \quad (3.4.10)$$

### Ejemplo 3.4.1

El granito proveniente de mina pasa a través de una parrilla con una abertura 47.5 cm antes de la trituración. La roca debe ser reducida de tamaño en una trituradora de quijada para pasar a través de una criba con una abertura de 11.5 cm. La alimentación es cribada para separar las partículas menores a 11.5 cm antes de alimentarse a la trituradora.

Suponiendo que la alimentación máxima se mantiene de 30 t/h y la forma de las partículas en el producto y en la alimentación son las mismas. La abertura inferior entre placas es de 10 cm y la alimentación se realiza mediante una banda transportadora. Estime el tamaño de la trituradora de quijada requerida y la producción.

#### Solución.

1. Se debe de calcular  $T_{RC}$  para estimar la capacidad de trituradora.

De acuerdo con los datos el tamaño mínimo de las partículas en la alimentación es:

$$\left(\frac{11.5}{47.5}\right) \times 100 = 24.2 \%$$

Por lo tanto, la cantidad real a triturar de las 30 t/h sería  $(1-0.242) \times 30 = 22.74$  t/h

Entonces las toneladas que se trituran son 22.74 t/h = T

2. Se debe determinar K

De la Tabla 3.4 - 3 para el granito se tiene una  $K_c = 0.85$ , el factor de humedad  $K_m$  se puede tomar como 1 para el granito porque su contenido de humedad no alto y el factor de alimentación  $K_f$  para la carga de una banda transportadora se toma de 0.75.

El valor de  $K = 0.85 \times 1.0 \times 0.75 = 0.64$

Como los datos del análisis granulométrico no están disponibles se utiliza la Figura 3.4 – 12 siendo  $x = 20 \%$ .

$$\frac{(d_2 - d_1)}{x_s} = \frac{20}{100}$$

$$F_{80}(\text{clasificado}) = F_{80}(\text{alimentación no clasificada}) + 0.2 x_s$$

por lo que  $F_{80}(\text{Sin clasificar}) = 0.8 S_F d_{M\acute{A}X} + 0.2 w_s$

Tamaño máximo es 45.7 cm

Tamaño mínimo es 11.5 cm

Sustituyendo valores y asumiendo que las partículas tienen una forma cubica se tiene:

$$F_{80} = [0.80 \times 1.7 \times 45.7] + (0.2 \times 10) = 64.15 \text{ cm}$$

$$P_{80} = 0.8 \times 1.7 \times 11.5 = 15.64 \text{ cm}$$

$$\text{por lo tanto } R_{80} = \frac{64.15}{15.64} = 4.10$$

Entonces  $T_{RC} = \frac{T \times R_{80}}{K}$ ; sustituyendo  $T_{RC} = \frac{22.74 \times 4.10}{0.64} = 145 \text{ t/h}$

Como se proporciona el tamaño de la partícula más grande:

$$G = 47.5 / 0.9 = 52.77; \text{ entonces la abertura de alimentación será de } 53 \text{ cm}$$

Ancho de las placas está dado por el factor de forma de la partícula:

$$W = 45.7 \times 1.7 = 78 \text{ cm}$$

De los datos proporcionados por Taggart (Figura 3.4-10), una trituradora con una abertura de alimentación tendría un tonelaje de trituración comparativa de 436 t/h.

Por lo tanto, la capacidad de la trituradora está dada por:

$$Q = \frac{T_{RC} \times K}{R_{80}}; \frac{436 \times 0.64}{4.10} = 68.1 \text{ t/h}$$

De esta forma se cumple con la capacidad deseada de 22.74 t/h para elegir una trituradora de quijada adecuada bastaría con acercarnos al tamaño comercial que cumpla con el rendimiento.



### Método de Rose & English.

Este método determina la capacidad considerando el tiempo que toma al proceso de trituración y la distancia recorrida por las partículas entre las dos placas después de someter las partículas a las fuerzas de compresión entre las placas. Por lo tanto, las partículas se mueven en forma de cuña entre un nivel "A" y un nivel "B" hasta completar el ciclo del movimiento de las placas como se muestra en las siguiente Figura 3.4-13.

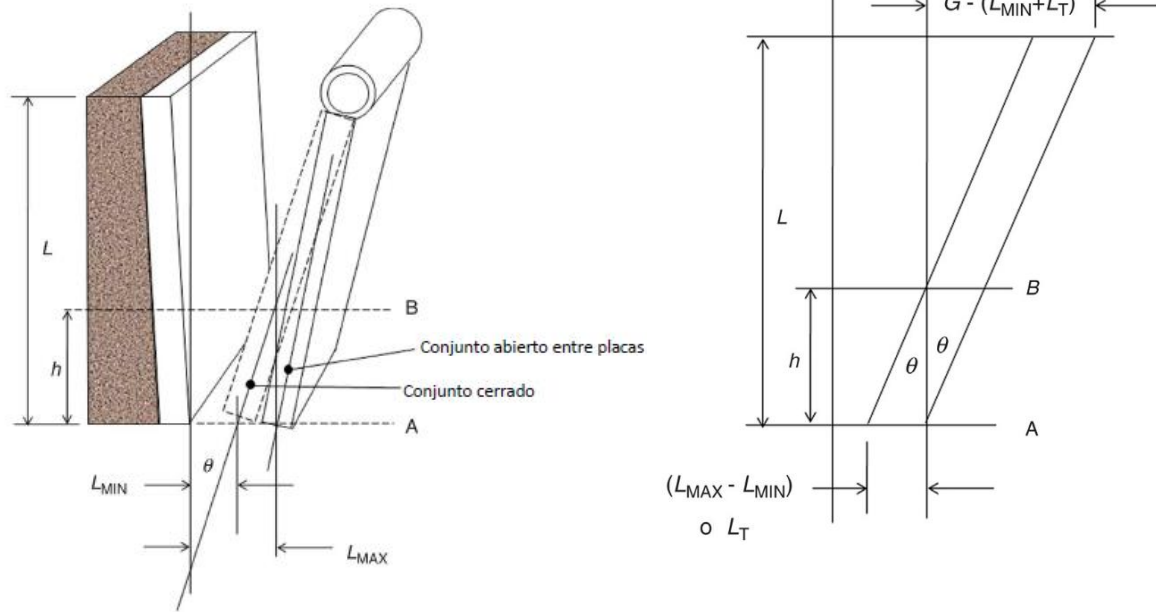


Figura 3. 4-13 Abertura entre placas método Rose & English. Tomado de Gupta y Yan (2016).

El tamaño máximo de la partícula que se descarga de la trituradora ( $d_{M\acute{A}X}$ ) está determinado por la distancia máxima establecida en la parte inferior entre las placas ( $L_{M\acute{A}X}$ ). La velocidad a la cual las partículas trituradas pasan en la cámara de trituración dependerá de la frecuencia de oscilación.

La distancia "h" entre los puntos A y B es igual a la distancia en que la partícula caería en la mitad del ciclo. Si "n" es el número de ciclos por minuto, entonces el tiempo para un ciclo completo está dado por  $[60/n]$  y el tiempo medio del ciclo es  $[60/2 n]$ . Por lo tanto "h" es la mayor distancia a la que las partículas fragmentadas caerían durante este periodo:

$$h = \frac{1}{2} g(30/n)^2 \quad (3.4.11)$$

Tiene un valor de  $4,414.50 / n^2$ (metros), cuando  $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ .

Para que una partícula se encuentre a la distancia "h" en la trituradora, la frecuencia debe ser de  $n = 66.4/ h^{0.5}$ . La distancia "h" puede expresarse en términos de  $L_{M\acute{I}N}$  y  $L_{M\acute{A}X}$  siempre cuando se conozca el ángulo entre las placas por lo tanto se puede expresar como:

$$\tan \theta = \frac{(L_{M\acute{A}X} - L_{M\acute{I}N})}{h} \quad (3.4.12)$$

Donde:

$$h = \frac{(L_{MÁX} - L_{MÍN})}{\tan\theta} \quad (3.4.13)$$

Rose & English observaron que al aumentar la velocidad la capacidad aumenta, sin embargo, ésta disminuye con un aumento adicional en la velocidad límite. Durante los cambios lentos del movimiento y la velocidad se derivó una expresión para la capacidad:

$$Q_S = 60 L_T n W (2L_{MÍN} + L_T) \left(\frac{R}{R-1}\right) \quad (3.4.14)$$

Donde:

$L_T$ : Abertura de descarga, m

$n$ : frecuencia, ciclos/min

$W$ : Ancho de las placas, m

$R$ : Relación de reducción de la maquina ( $G/L_T$ )

$Q_S$ : Capacidad (Velocidad lenta) en términos del volumen del material por hora.

En esta ecuación indica que la capacidad ( $Q_S$ ) es directamente proporcional a la velocidad de operación.

En un movimiento más rápido las partículas no pueden caer la distancia completa " $h$ " durante la mitad del ciclo, por lo tanto, se formuló una expresión donde la capacidad ( $Q_F$ ) es inversamente proporcional a la frecuencia y se expresa como:

$$Q_F = 132,435 W (2 L_{MÍN} + L_T) \left(\frac{1}{n}\right) \quad (3.4.15)$$

Donde  $Q_F$  = Capacidad (Velocidad alta) en términos del volumen de material por hora.

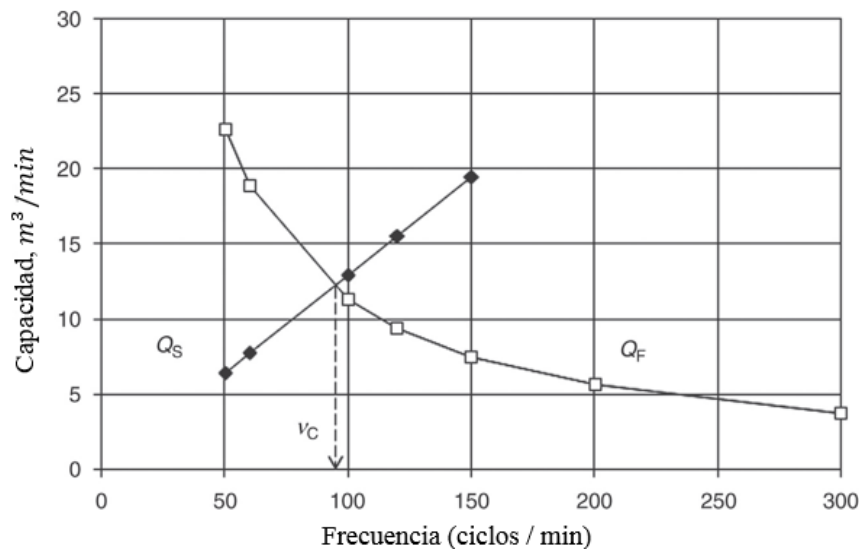
La relación entre la velocidad de operación y la capacidad se puede observar en la Figura 3.4-14. En esta figura se observa que los valores de  $L_T = 0.228$  metros,  $W = 1.2$  metros,  $L_{MÍN} = 0.10$  m,  $R = 10$ ,  $G = 1$  metro y el valor de  $n$  oscila entre 50 y 300 rpm. Indican que las condiciones de operación bajaron a 93 ciclos/minuto este es un punto crítico más allá de este rango la capacidad disminuye. La velocidad crítica ( $V_C$ ) se define como:

$$V_C = 47 \frac{1}{(L_T)^{0.5}} \left(\frac{R-1}{R}\right)^{0.5} \quad (3.4-16)$$

En esta velocidad crítica la capacidad está dada por:

$$Q_M = 60 W L_T (2L_{MÍN} + L_T) \left(\frac{R}{R-1}\right) 47 \frac{1}{(L_T)^{0.5}} \left(\frac{R-1}{R}\right)^{0.5} \quad (3.4.17)$$

$$Q_M = 2,820 W L_T^{0.5} (2L_{MIN} + L_T) \left(\frac{R}{R-1}\right)^{0.5} \quad (3.4.18)$$



**Figura 3. 4-14** Relación de la frecuencia y la capacidad. Tomado de Gupta y Yan (2016).

Es importante señalar que considerar los cambios de volumen, no se tomaron en cuenta la densidad aparente del material o vacíos entre partículas. Sin embargo, durante la operación de trituración la densidad aparente del mineral cambia a medida que pasa por la cámara de trituración. Esto depende de:

1. Distribución del tamaño de alimentación.
2. Características de fracturación que podrían ser diferentes en cada material.
3. Densidad inicial del material.
4. Características de la superficie de las partículas.

Es importante considerar la compactación de los materiales, este fenómeno consiste en la reducción del volumen generando un aumento en la densidad por la reducción de vacíos entre partículas.

Rose & English (1967) definieron estas características de compactación como ( $P_K$ ):

$$P_K = \frac{d_{MÁX} - d_{MÍN}}{d_{MEDIO}} \quad (3.4.19)$$

$P_K$  se considera una función de la distribución de los tamaños y se relaciona con la capacidad de una función  $f(P_K)$ .

Rose & English lo relacionaron con la abertura y el tamaño medio de las partículas que se descargan y lo definieron como  $\beta$ :

$$\beta = \frac{\text{abertura entre las placas}}{\text{tamaño medio de alimentación}}$$

Por lo tanto, la capacidad depende de una función  $f(\beta)$  como se puede observar en la siguiente expresión:

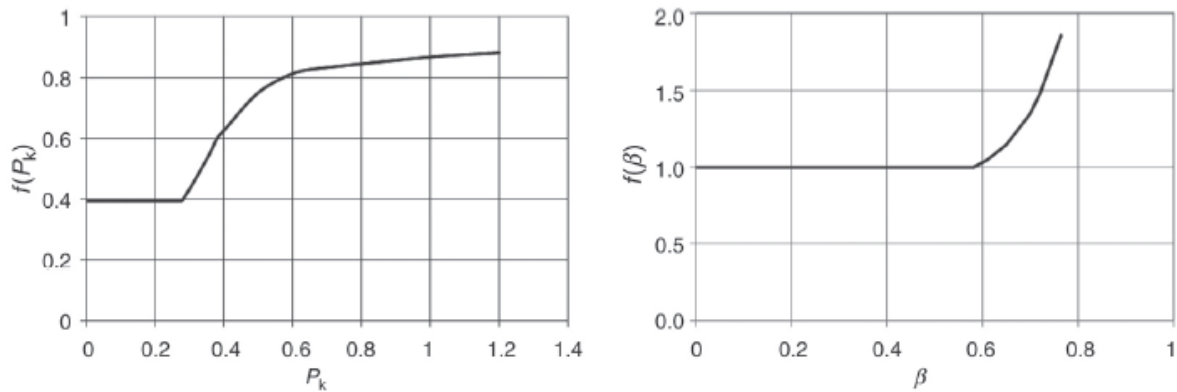
$$Q = (\text{Volumen de salida por unidad de tiempo}) p_s f(P_k) f(\beta) \quad (3.4.20)$$

Donde  $p_s$  es la densidad del mineral.

Relacionando las expresiones (3.4.19) y (3.4-16) la capacidad  $Q_M$  de la trituradora se define como:

$$Q_M = 2,820 W L_T^{0.5} (2L_{MIN} + L_T) \left(\frac{R}{R-1}\right)^{0.5} p_s f(P_k) f(\beta) S_C \quad (t/h) \quad (3.4.21)$$

Esta primera expresión de Rose & English la densidad aparente de las partículas cuando se compactan dependerá de la distribución de tamaño de las partículas. La relación de  $P_K$  con  $f(P_K)$  y la de  $\beta$  con  $f(\beta)$  se muestran en la Figura 3.4-15 dichas funciones se basan en un máximo posible de una densidad aparente del 40 %.



**Figura 3. 4-15** Relación en la funciones  $f(P_k)$  y  $f(\beta)$ . Tomado de Gupta y Yan (2016).

La abertura cuando las placas están cerradas deben ser menores que el tamaño de alimentación,  $f(\beta)$  puede tomarse igual a 1 para cálculos iniciales. La capacidad máxima puede alcanzarse teóricamente con la velocidad crítica de oscilación de la placa móvil, el método para determinar velocidad crítica se describe en función de las velocidades reales de la trituradora y la capacidad donde:

$$Q_A = Q_M \frac{v}{v_c} \text{ para } v < v_c \quad (3.4.22)$$

$$Q_A = Q_M \frac{v_c}{v} \text{ para } v > v_c \quad (3.4.23)$$

### Método de Broman.

Para determinar la capacidad Broman dividió la cámara de trituración en diferentes secciones y determinó el volumen de cada sección en términos del ángulo entre placas. Broman propone que la capacidad en cada sección es una función de la superficie superior y la altura de la sección. En la Figura 3.4-16 ( $\alpha$ ) es el ángulo entre las placas que conforman a la quijada además  $L_T$  es longitud de oscilación y  $L_{M\hat{A}X}$  son la longitud de la abertura de las quijadas cuando se abren.

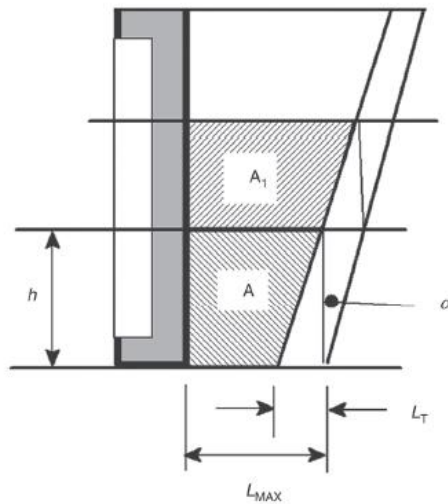


Figura 3. 4-16 Esquema de las trituradoras de quijada de Broman. Tomado de Gupta y Yan (2016).

Por lo tanto:

$$h = \frac{L_T}{\tan(\alpha)} \quad (3.4.24)$$

$$A = \left(L_{M\hat{A}X} - \frac{L_T}{2}\right) \frac{L_T}{\tan \alpha} \quad (3.4.25)$$

Donde A es el área de movimiento descendente de la carga en cada ciclo de trituración, tal que  $A_1$  es igual al área A. Esta área está definida por la condición de la parte inferior de la descarga es:

$$A = \frac{L_{M\hat{A}X} L_T}{\tan \alpha} \quad (3.4.26)$$

A partir de estos conceptos Broman dedujo la capacidad de la trituradora como:

$$Q = \frac{W L_{M\hat{A}X} L_T K 60 v}{\tan \alpha} \quad [m^3/h] \quad (3.4.27)$$

Donde:

W: Ancho de la cámara de trituración, m.

v: Velocidad, rpm.

K: Depende de las propiedades de alimentación el cual va de 1.5 a 2.5 para materiales duros.

En la ecuación propuesta por Broman " $v$ " deber ser menor que el valor crítico donde la capacidad disminuye. Esta velocidad está dada por la expresión:

$$v_c = \frac{66.6}{\sqrt{\frac{L_T}{\tan \alpha}}} \quad (3.4.28)$$

### Velocidad de operación.

Gupta y Yan (2016) indican que la capacidad es directamente proporcional a la frecuencia a la que oscila la placa móvil. Es importante recordar que la velocidad hasta un límite resulta crítica.

Para estimar la velocidad crítica de la operación, se requiere determinar el tiempo y la distancia que se mueve la palanca cuando se tiene una máxima producción. Suponiendo que las partículas caerán libremente en la cámara de trituración durante el tiempo en que la palanca retrocede desde la posición de compresión y comienza su regreso para un nuevo ciclo, se puede determinar tanto el tiempo como la distancia que viaja la palanca. Esta distancia asume que las partículas caen por la gravedad durante un tiempo determinado a la mitad del ciclo. Se asume que viaja a través de una distancia " $h$ " y la trituradora se establece en un  $L_{MÍN}$  con una abertura de alimentación " $G$ " y un ángulo entre las placas:

$$\tan \theta = \frac{G - (L_{MÍN} + L_T)}{L} \quad (3.4.29)$$

De acuerdo con la ecuación 3.4.23 se obtiene:

$$\frac{L_T}{h} = \frac{G - (L_{MÍN} + L_T)}{2G} \quad (3.4.30)$$

A partir de la ecuación:

$$\text{Altura vertical de la trituradora: } 2(G) \text{ se obtiene que } L = 2G$$

Obtenemos la ecuación:

$$h = \left( \frac{2G}{G - (L_{MÍN} + L_T)} \right) L_T \quad (3.4.31)$$

A partir de las leyes de la mecánica, la distancia que viaja una partícula por el efecto de la gravedad desde una posición de descanso el tiempo está dado por:  $h = \frac{1}{2}gt^2$

Además, el tiempo " $t$ " tomado para recorrer la distancia " $h$ " es igual al tiempo que se tarda en recorrer medio ciclo entonces  $t = 30/v$ , por lo tanto:

$$h = \frac{1}{2}g\left(\frac{30}{v}\right)^2 = \frac{0.5 \times 9.81 \times 900}{v^2} = \frac{4,414.5}{v^2}$$

Sustituyendo la ecuación 3.4.30 y sustituyendo  $v$  por la velocidad crítica  $v_c$ :

$$\frac{4,414.5}{v_c^2} = \left( \frac{2G}{G - (L_{MÍN} + L_T)} \right) L_T \quad (3.4.32)$$

Sustituyendo y simplificando se obtiene:

$$v_c^2 = 4,414.5 \left( \frac{RL_{MÍN} - L_{MÍN} - L_T}{2RL_{MÍN}} \right) \frac{1}{L_T} \quad (3.4.33)$$

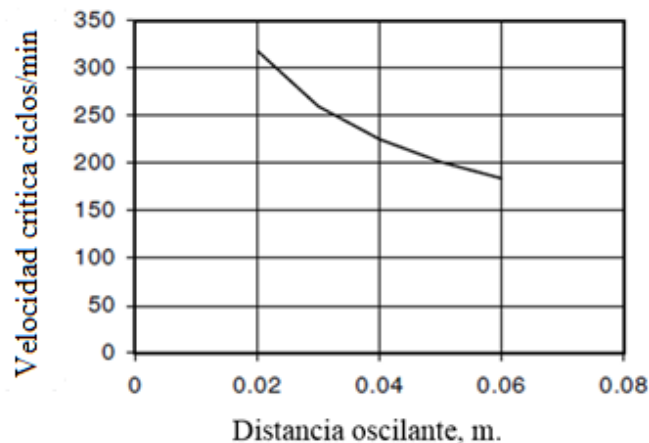
De acuerdo a la ecuación de dimensionamiento  $L_T = 0.0502G^{0.85}$  y sustituyendo se obtiene:

$$v_c = 47L_T^{-0.5} \left( \frac{R-1}{R} \right)^{0.5} \quad (3.4.34)$$

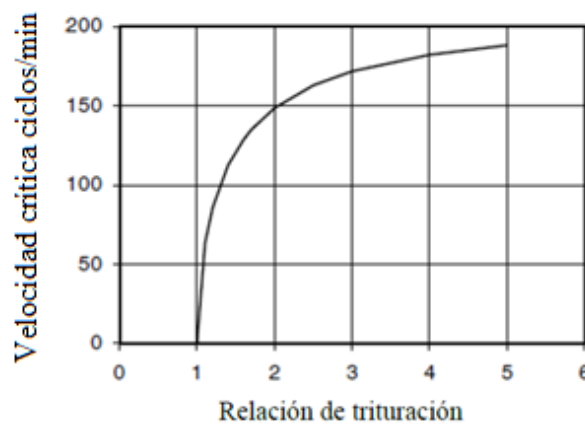
A partir de esta ecuación se puede interpretar:

1. Con una relación de trituración constante, un aumento en distancia de oscilación la velocidad crítica disminuye.
2. Con un aumento en la relación de reducción, la trituradora podría funcionar a velocidades más altas.

En la Figura 3.4-17 se ilustra el efecto de aumentar la distancia de oscilante entre 0.01 y 0.6 metros en la velocidad crítica. El gráfico de la Figura 3.4-18, se puede observar la distancia oscilante que se utiliza en la práctica cuando la relación de reducción es alta, lo cambios en la velocidad crítica pueden no ser muy significativos.



**Figura 3. 4-17** Relación entre la carrera y la velocidad crítica (R=12). Tomado de Gupta y Yan (2016).



**Figura 3. 4-18** Relación entre la relación de trituración y velocidad crítica ( $L_T = 0.05$  m). Tomado de Gupta y Yan (2016).

La velocidad crítica calculada mediante la ecuación 3.4.34 es muy sensible cuando la abertura de alimentación es pequeña o muy grande generando capacidades bajas. Rose & English (1967) señalan que es recomendable que las trituradoras operen a una velocidad óptima:

$$v_{OPT} = 280 e^{(-0.212G^3)} \pm 20\% \quad (3.4.35)$$

### Consumo de energía.

Diversos trabajos han desarrollado expresiones teóricas para estimar el consumo de energía de una trituradora de quijada. En la mayoría de los casos estos valores derivados de las fórmulas que se proponen son aproximaciones. Los métodos más comunes utilizados para estimar el consumo de energía que dan resultados satisfactorios es el método de Rose & English.

La expresión para calcular el consumo de energía desarrollada involucra el índice de trabajo de Bond. Para evaluar el índice de trabajo se considera el tamaño máximo de alimentación y también el tamaño máximo de partículas de la descarga. El tamaño a través de cual pasó el 80 % de la alimentación.

Rose & English consideraron una gran base de datos que relacionaban el tamaño máximo de partícula y el tamaño de descarga concluyeron que  $F_{80}$  era aproximadamente igual a 0.7 veces el tamaño más grande de las partículas. Tomando el tamaño más grande de la partícula que se alimenta como 0.9 (G) el  $F_{80}$  está dado por:

$$F_{80} = 0.9 \times G \times 0.7 \times 10^6 \mu m \quad (3.4.36)$$

Donde la abertura de alimentación (G), debe estar en metros.

Para de establecer  $P_{80}$  a partir del tamaño del tamaño más grande en el producto Rose & English consideraron que el tamaño mayor de la partícula en la descarga se produce por la abertura de descarga cuando las placas están abiertas en el ciclo, expresándolo como:

$$P_{80} = 0.7 (L_{MÍN} + L_T) 10^6 \mu m \quad (3.4.37)$$

Una vez que se estimaron  $F_{80}$  y  $P_{80}$ , la potencia se expresó en términos del índice de trabajo de Bond como:

$$P = W_i Q 10 \left( \frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right) kW.h \quad (3.4.38)$$

Donde:

$Q$ : Capacidad, t/h.

$W_i$ : Índice de trabajo del mineral, kW/t.

$F_{80}$  y  $P_{80}$  en  $\mu m$ .

Las ecuaciones (3.4.36) y (3.4.37) se puede usar para reemplazar  $F_{80}$  y  $P_{80}$  en la ecuación (3.4.38) para dar la potencia en términos de las dimensiones de la trituradora.

$$Potencia = W_i Q 10 \left( \frac{1}{\sqrt{700,000 (L_{MÍN} + L_T)}} - \frac{1}{\sqrt{630,000(G)}} \right) kW.h \quad (3.4.39)$$



Simplificando nos queda que la potencia de para la trituradora de quijada está dada por:

$$P = 0.01195W_i \left( \frac{\sqrt{G} - 1.054 \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}}{\sqrt{G} \times \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}} \right) kWh/t \quad (3.4.40)$$

En la operación de una trituradora de quijada es necesario conocer la potencia máxima requerida de manera consistente con la relación de trituración y los ajustes de la abertura de alimentación y cambios de longitud entre las placas durante el ciclo. La potencia máxima se producirá cuando el sistema trabaje con la velocidad crítica.

$$P = 67.4 w W_i L_T^{0.5} \left( L_{MIN} + \frac{L_T}{2} \right) \left( \frac{R}{R-1} \right)^{0.5} \rho_s \left( \frac{\sqrt{G} - 1.054 \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}}{\sqrt{G} \times \sqrt{(L_{MIN} - L_T)}} \right) f(P_k) f(\beta) \quad (3.4.41)$$

### Ejemplo 3.4.2

El mineral que se envía a planta tiene una granulometría tal que el tamaño más grande es de 560 mm en promedio y los tamaños más pequeños son de 160 mm en promedio. La densidad del mineral es de 2.8 t/ m<sup>3</sup>, el índice de trabajo (W<sub>i</sub>) es de 19.40.

El mineral fue alimentado a una trituradora de quijada con una relación de trituración de 4:1, el 18% del mineral está por debajo del tamaño máximo requerido. Determinar:

1. La capacidad máxima de operación de la trituradora
2. La velocidad óptima a la que debe ser operado y el consumo de energía

### Solución.

Asumamos que el mayor tamaño de las partículas de mineral está dado por 0.9 x G

Esto quiere decir que 0.560 = 0.9 x G

Por lo tanto, la abertura de alimentación es 0.560/0.9 = 0.62 m

Entonces:

$$L_T = 0.0502 \times G^{0.85}; 0.0502(0.62)^{0.85} = 0.033 \text{ m}$$

$$\text{El ancho de las placas es } W = 1.3 \times G ; 1.3 \times 0.62 = 0.81 \text{ m}$$

Por lo tanto, la relación de trituración está dada por abertura de alimentación/abertura de descarga. Conocemos la relación de trituración que es de 4:1 se puede obtener la longitud de la abertura de descarga L<sub>MÍN</sub>.

$$L_{MÍN} = 0.62/4 = 0.16 \text{ m}$$

Ahora se debe de determinar f(P<sub>k</sub>) y f(β)

$$\text{Partiendo de la ecuación } P_k = \left( \frac{d_{MÁX} - d_{MÍN}}{d_{Medio}} \right)$$

Sustituyendo:

$$P_k = \left( \frac{0.56 - 0.16}{0.36} \right) = 1.11 \text{ de la Figura 3.4 - 15 obtenemos } f(P_k)$$

$$f(P_k) = 0.84$$

Para el cálculo de  $f(\beta)$  primero obtenemos el valor de  $\beta$ :

$$\beta = \frac{\text{abertura entre las placas}}{\text{tamaño medio de alimentación}}; \text{ sustituyendo } \beta = \frac{0.16}{0.36} = 0.44 \text{ y se busca el valor de}$$

$f(\beta)$  en la figura 3.4 - 15 y tenemos el valor de 1

Podemos obtener la capacidad máxima con la ecuación:

$$Q_M = 2820 W L_T^{0.5} (2L_{MIN} + L_T) \left(\frac{R}{R-1}\right)^{0.5} P_s f(P_k) f(\beta) S_C$$

Sustituimos:

$$Q_M = 2820 \times 0.81 \times (0.033)^{0.5} (2 \times 0.16 + 0.033) \left(\frac{4}{4-1}\right)^{0.5} \times 2.8 \times 0.84 \times 1$$

$$Q_M = 398 \text{ t/h}$$

La velocidad:

$$V = 280 \times e^{(-0.212 \times G^3)} \text{ sustituyendo } 280 \times e^{(-0.212 \times 0.62^3)} = 266 \text{ rpm}$$

El consumo de energía:

$$P = 0.01195 W_i Q \left( \frac{\sqrt{G} - 1.054 \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}}{\sqrt{G} \times \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}} \right)$$

Sustituyendo:

$$P = 0.01195 \times 19.40 \times 398 \left( \frac{\sqrt{0.62} - 1.054 \sqrt{(0.16 + 0.033)}}{\sqrt{0.62} \times \sqrt{(0.16 + 0.033)}} \right)$$

$$P = 104.165 \text{ kW. h/t} \approx 105 \text{ kW. h/t}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Una roca caliza se trituro con una trituradora tipo Blake dicho equipo tiene una distancia oscilante de 228 mm. La distancia mínima entre las quijadas en la abertura inferior es de 102 mm y la abertura máxima en la descarga es 330 mm. El tamaño de la trituradora es de 813 mm x 1067 mm. El índice de Bond se estimó de 15 kWt. Suponiendo que la densidad de la caliza triturada es de  $2.6 \text{ t/m}^3$ , determinar:

- Las revoluciones por minuto de la palanca de articulación.
- La capacidad por hora de la trituradora, considerando un  $f(\beta) = 1$  y  $f(P_K) 0.44$
- Consumo de energía.

**Solución: a) 83.6 rpm, b) 837.32 t/h, c) 86 kWh**

2. Una trituradora Blake de articulación simple con dimensiones de 22.8 cm x 47.7 cm, se alimenta 85 tph de mineral. La abertura mínima entre las placas es de 2.54 cm y la abertura máxima es de 3.8 cm. El índice de trabajo del mineral es de 13.5 kW.h/t. La gravedad específica del mineral es de  $5.4 \text{ t/m}^3$ .

Calcule la potencia requerida por la trituración.

**Solución: 41 kWh/t**

3. Se utilizó una trituradora de quijada para la trituración de gabro. El tamaño mayor alimentado fue de 25 cm y el contenido de humedad es inferior al 3 %. El material fue triturado en su totalidad a un tamaño menor a 4 cm. El factor de forma de la alimentación y el producto fue de 1.7. Suponga la curva del análisis granulométrico es una línea recta, determine:

- Tamaño de la trituradora
- Capacidad de la trituradora

**Solución: a) 28 cm x 43 cm, b) 12.57 t/h**

4. El conjunto de las placas de una trituradora de quijada cuando se encuentran cerradas tiene una longitud de 125 mm. Se alimenta el mineral a una razón de 30 t/h en promedio el 10 % del mineral es menor que el conjunto cerrado. El  $F_{80}$  es de 410 mm, la trituradora funcionó inicialmente a 200 rpm con una relación de trituración de 4:1. Considere una densidad del mineral de 2.9.

Calcule.

- La velocidad critica a la que se puede operar.
- La capacidad máxima al aumentar la velocidad.

**Solución: a) 274.44 rpm, b) 21.86 t/h**

## REFERENCIAS

- Allis – Chalmers (1953). *Crushing Practice and Theory*. Maclean – Hunter Publishing Co.
- Burroughs C. (1991). *Materials Beneficiation* (pp. 13-15). Springer- Verlag.
- Fueyo L. (1999). *Equipos de Trituración, Molienda y Clasificación*. (pp. 28-29) 2a ed. Rocas y Minerales.
- Gaudin M.A. (1939). *Principles of Mineral Dressing* (pp. 25-30). McGraw – Hill.
- Gupta A. y Yan D. (2016). *Mineral Processing Design and Operations* (pp. 123 -152). 2a ed. Elsevier B.V.
- MacQuiston F. y Shoemaker R. (1978). *Primary Crushing Plant Design* (pp.2 -3). Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum Engineers.
- Metso Minerals (2011). *Crushing and Screening Handbook*. Brochure No. 2051-03-11
- Metso Minerals. *Marketing Information* (2007)
- Metso Minerals. *Marketing Information* (2010)
- Pryor J. (1985). *Mineral Processing* (pp. 42-47). 3a ed. Elsevier.
- Ronald W. (2002). *Selection and Sizing of Primary Crusher*. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control* (pp. 589 – 591). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Rose E. y English E. (1967). *Theoretical analysis of the performance of jaw crusher*. Transactions IMM.
- Sandvik (2009). *Jaw Crusher*. B222 100 EN.
- Subba D. (2011). *Mineral Beneficiation a Concise Basic Course* (pp. 44 - 45) CRC Press Taylor & Francis Group.
- Taggart A. (1945). *Handbook of Mineral Dressing* (pp. 4-04 – 4-15). Wiley Engineering Handbook Series.
- Weiss N. (1985). *Jaw Crusher*. En Weiss N. L. *Mineral Processing Handbook* (pp. 3B-1 – 3B - 23). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME.
- Wills B. y Napier – Munn T. (2006). *Mineral Processing Technology* (pp. 120) 7a ed. Elsevier
- Wills B. y Finch J. (2016). *Mineral Processing Technology* (pp. 119-122) 7a ed. Elsevier B.V.

Ver, [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.3](#) se muestran artículos complementarios que son de apoyo para el alumno para comprender las variables y diseño de las trituradoras de quijada.

[Material 5. Capacities and performance characteristics of jaw crusher.](#)

[Material 6. Manufacturing and refurbishing of jaw crushers.](#)

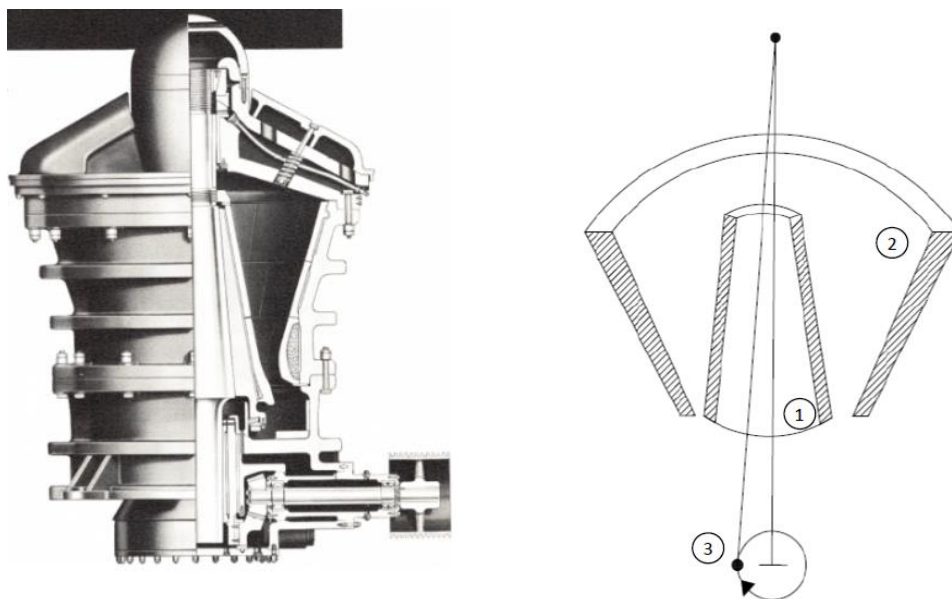
[Material 7. Jaw Crusher, capacities, blacke and single toggle or overhead eccentric types.](#)

### 3.4.2 DISEÑO DE TRITURADORAS GIRATORIAS

Las trituradoras giratorias son la segunda clase de trituradoras primarias que se encuentran en la actualidad en las plantas de trituración. En este equipo el material fluye por gravedad desde la zona de alimentación pasando por la cámara de trituración hasta llegar a la descarga (Westerfeld, 1985).

Wills (1985) menciona que son totalmente diferentes en su diseño a las trituradoras de quijada, en un principio consta de dos conos truncados, esencialmente se puede pensar como una trituradora de quijada que envuelve simétricamente un eje vertical (Figura 3.4-19). Un cono externo es la carcasa de la trituradora con su ápice apuntando hacia abajo, mientras que el segundo cono de menor diámetro se encuentra en el interior tiene su ápice hacia arriba, a esta área que forma la intersección de los conos se le conoce como “garganta”. Esto da como resultado una diferencia entre el diámetro exterior y el interior en la parte superior que es la abertura de alimentación. En la parte inferior como resultado del sentido de los conos se tiene una distancia estrecha que se conoce como zona de descarga.

El cono exterior llamado cóncavo es estacionario, mientras que el cono interno llamado manto está montado sobre una excéntrica. La trituración se lleva a cabo por la acción del eje excéntrico permitiendo que el manto gire, el eje describe una trayectoria cónica en el interior del cono cóncavo provocando una fuerza de pellizco. Debido a la rotación del cono interior se suma una fuerza tangencial, además de la fuerza de compresión (fuerza de pellizco) ambas fuerzas se combinan para lograr la fragmentación de las partículas (Fueyo, 1999).

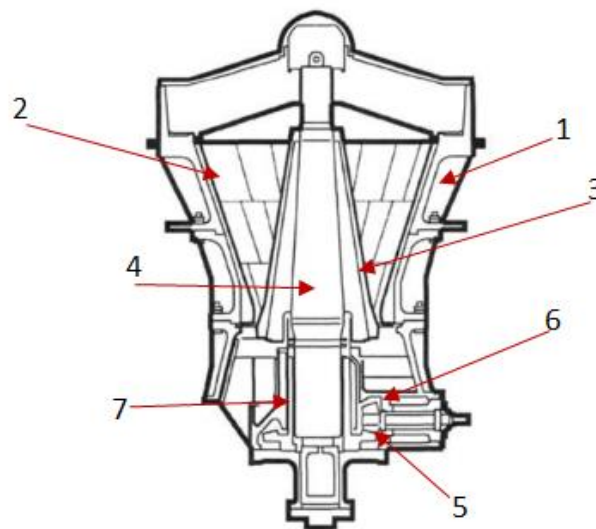


**Figura 3. 4-19** Esquema del funcionamiento de una trituradora giratoria. **Leyendas:** (1) Cono interior, (2) Cono exterior y (3) Carrera excéntrica. Tomado de Fueyo (1999).

Las partículas alimentadas caen en la abertura de alimentación, durante su trayecto quedan atrapadas por el movimiento del cono móvil entre más se acercan a la zona de descarga el ángulo de pellizco es más agudo provocando una mayor presión hasta que la partícula se fragmenta para obtener un tamaño menor a la abertura de descarga (Fueyo, 1999).

La trituración por abrasión ocurre en las trituradoras giratorias por la interacción entre partículas provocando que se fracturen una con otras, este fenómeno hace que se produzcan finos. A diferencia de la trituradora de quijada está trituradora tiene una mayor área de contacto porque el mecanismo de trituración dentro de una circunferencia provocando que se tenga una mayor capacidad.

Las trituradoras giratorias han sido construidas en tres tipos flecha suspendida, flecha soportada y flecha fija. Estos tres tipos de construcción tienen elementos en común los cuales se muestran en Figura 3.4 - 20.



**Figura 3. 4-20** Componentes principales de una trituradora giratoria. **Leyendas:** (1) marco principal o cubierta, (2) cámara de trituración, (3) manto, (4) eje principal, (5) engranaje y (6) piñón. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

Ronald (2002) menciona que las capacidades típicas de las trituradoras giratorias son de 350 a 15,000 toneladas métricas por hora. Una de las características de la trituradora giratoria son sus altas capacidades y bajo mantenimiento. Los modelos más pequeños de las trituradoras giratorias reciben una alimentación menor o igual a 1,000 mm y giran a 600 rpm con una caída menor a un metro, mientras más grandes son estos equipos pueden recibir un diámetro de partícula de hasta de 1,780 mm y reducirla a doce pulgadas o menos.

Estos equipos pesan hasta 700 toneladas y presentan una descarga de 3,000 toneladas por hora estas grandes capacidades hacen que su principal aplicación sea en operaciones a cielo abierto.

En promedio estos equipos de trituración presentan una abertura de alimentación de 42 a 72 pulgadas. Las capacidades varían dependiendo de su diseño, las características del material a triturar y el tamaño del producto deseado. Algunos autores mencionan que cuando se requiere un rendimiento en la trituración de 900 toneladas por hora o más se debe de utilizar una trituradora giratoria.

Ventajas:

- Su diseño permite una descarga directa con camiones de 300 toneladas.
- Tiene una alta capacidad.
- Su mantenimiento es menor por lo tanto se tiene una disponibilidad mayor.
- Puede triturar minerales y rocas cuya resistencia sea de 600 MPa.
- La alimentación directa a la cámara de trituración elimina la necesidad de tolvas.

Desventajas:

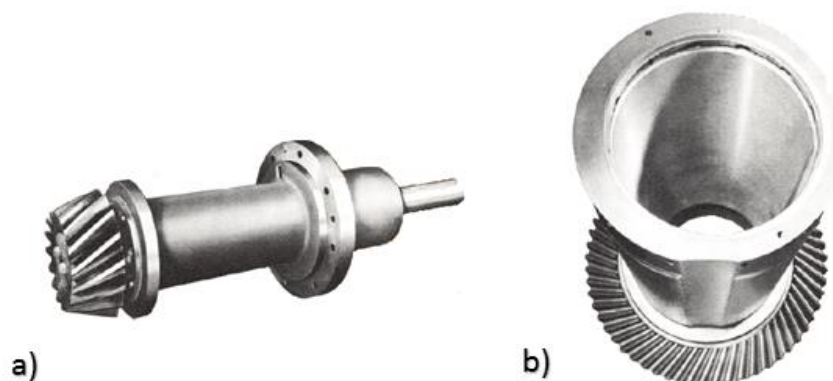
- Se requiere de una inversión alta en comparación con otras trituradoras.
- Su principal aplicación está en operaciones de gran capacidad.

Generalmente las trituradoras giratorias más utilizadas son del tipo flecha suspendida. La flecha está suspendida desde una sección de acero en el marco superior de la trituradora a la que coloquialmente se denomina “araña”. Es común encontrar un divisor de acero en la abertura de alimentación que protege a la araña de las rocas que caen y pueden golpear a la sección que suspende a la flecha (Wills y Finch, 2016).

Existen dos diseños para la trituradora giratoria de flecha suspendida; la de eje corto y eje largo. El marco superior del equipo se divide en dos secciones, la carcasa superior que soporta los cóncavos mientras que la inferior contiene la excéntrica y el eje del piñón. Los engranajes y piñón proporcionan la rotación para la excéntrica. La rotación del eje principal describe la superficie de un cono agudo, cuyo ápice se encuentra dentro de la araña. El movimiento del cono triturador es adjunto al giro de la flecha normalmente entre 85 - 600 rpm.

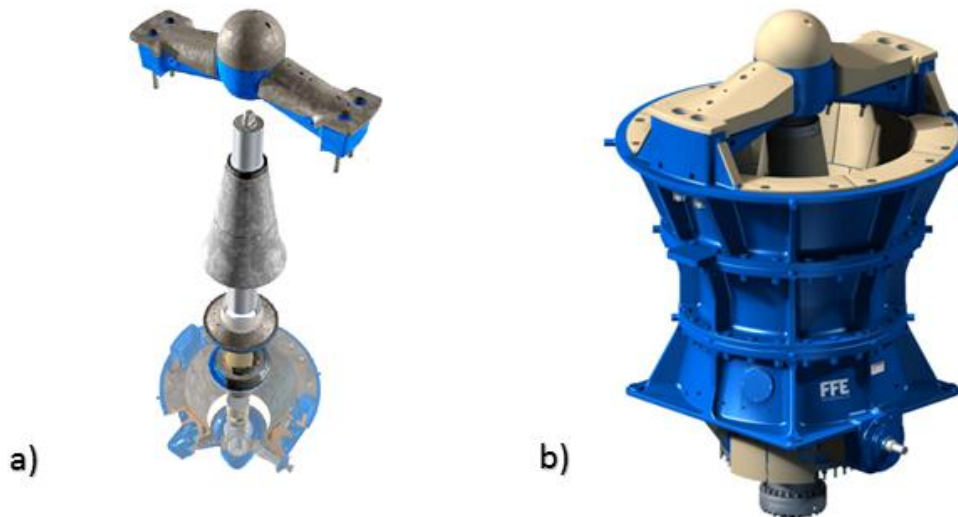
**Conjunto del mecanismo de piñón:** Es el montaje típico de piñón, el cual está hecho de una aleación de acero de alto carbono con dientes en espiral que están montados en el eje de acero.

**Ensamble excéntrico:** La fuerza para realizar la trituración del material se transmite a través de la excéntrica al eje principal. Las fuerzas de compresión son altas por lo tanto el excéntrico es de acero de alto carbono. En la Figura 3.4-21 se muestra el mecanismo de accionamiento de las trituradoras giratorias.



**Figura 3. 4-21** Mecanismos de accionamiento. **Leyendas:** (a) Conjunto del eje de piñón en espiral montado en un eje de acero en una carcasa de acero y (b) Conjunto excéntrico para una trituradora giratoria donde se muestran los engranes cónicos en espiral hecho de acero. Tomado de Superior McCully (1956).

La armadura exterior está constituida por carcassas de acero y en el fondo el eje excéntrico. El eje está sostenido por una chumacera suspendida en la parte superior, como en la mayor parte de las trituradoras giratorias entonces la araña que lleva la chumacera forma una unión a través de la parte superior de la armadura (Figura 3.4-22).



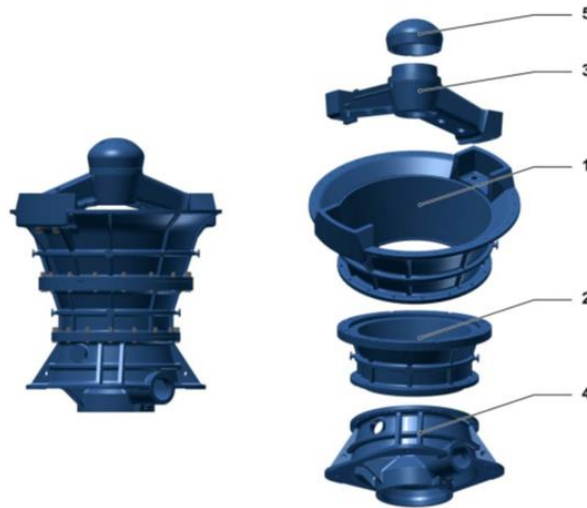
**Figura 3. 4-22** Partes centrales de las trituradoras giratorias. **Leyendas:** (a) Conjunto flecha suspende y araña y (b) Carcasa de la trituradora giratoria. Tomado de FLSmidth (Mineral Processing).

La armadura está protegida por revestimientos de acero al manganeso llamados cóncavos. En las trituradoras pequeñas el cóncavo es un anillo continuo remachado a la armadura. Los equipos más grandes usan cóncavos seccionados llamados duelas.

La flecha esta forjada de acero y está protegida por una cubierta o manto de acero al manganeso, el cual se asegura a la cabeza de la armadura por tuercas, las cuales corren por roscas de tolerancia especiales que se autoajustan durante la operación. La base dentro de la cual se ajusta la flecha también llamada camisa excéntrica, está hecha de acero con revestimientos (Figura 3.4-23).

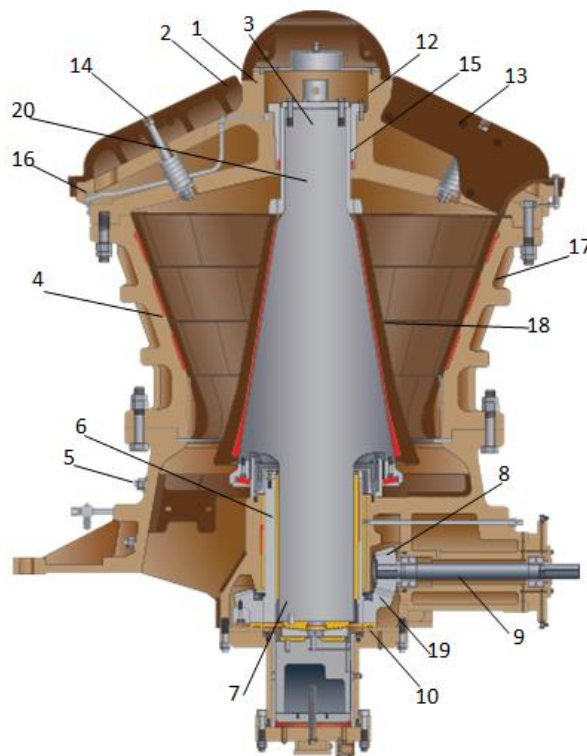
Cuando en las trituradoras se alimentan materiales que no pueden ser triturados por el equipo como varillas, herramientas o alguna pieza de chatarra metálica. Las trituradoras giratorias tienen un mecanismo hidráulico que bota una válvula que libera un fluido deteniendo la flecha y permitiendo pasar el material a través de la cámara de trituración evitando con esto daños al equipo.





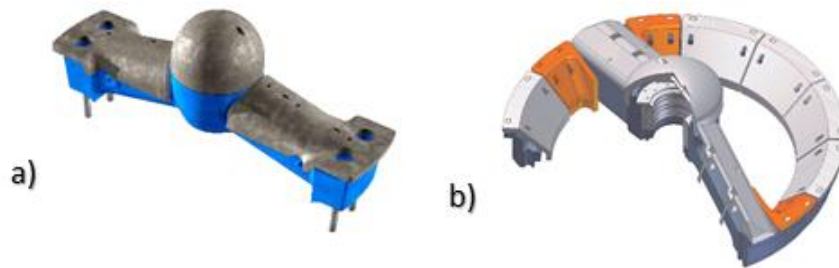
**Figura 3. 4-23** Coraza de la trituradora giratoria. **Leyendas:** (1) Carcasa superior, (2) carcasa inferior, (3) araña montada en la carcasa superior, (4) carcasa inferior de tres brazos se ajusta el eje de rotación o camisa excéntrica, el eje del piñón y el orificio por donde se descarga el producto, (5) cabeza de la araña. Tomada de Thyssenkrupp (KB 63 -75).

La mayoría de las trituradoras son muy robustas con diámetros hasta de 6 metros y alturas de 5 metros. En la Figura 3.4-24 se pueden observar las principales partes que componen a una trituradora giratoria.



**Figura 3. 4-24** Componentes generales de una trituradora giratoria. **Leyendas:** (1) Cabeza de la araña, (2) Araña, (3) Perno de elevación, (4) Cóncavo, (5) Perno de cabeza, (6) Eje central exterior, (7) Eje central interior, (8) Engranaje del piñón, (9) Eje del piñón, (10) Placa de desgaste de la excéntrica, (12) Placa de desgaste de la araña, (13) Pernos de ajuste de la araña, (14) Pernos de los brazos de la araña, (15) Manga del eje, (16) Anillo de la araña, (17) Carcasa superior, (18) Manto, (19) Engranaje de la excéntrica, (20) Eje principal. Adaptado de Superior McCully (1956).

**Araña:** Se puede hablar que existen dos tipos de arañas, la primera fue fabricada por Allis Chalmers que presenta un borde circular con dos brazos que se unen de forma integral y se aseguran a la cubierta superior del cono mediante tornillos. La segunda es la araña de Traylor es de tipo de barra en una sección con un peso al centro y los extremos de los brazos son cónicos y diseñados para embonar en los orificios de la carcasa superior (Ver Figura 3.4-25).



**Figura 3. 4-25** Arreglos de las estructuras de araña. **Leyendas:** (a) Araña de Traylor y (b) Araña de Allis Chalmers. Adaptado de FLSmidth (Fuller Traylor) y Citic Heavy Industries (2015).

**Conjunto del eje principal:** Se compone del eje principal, manto, tuerca de cabeza, casquillo del eje principal y paso del eje principal. El eje principal es la palanca mediante la cual se transmite la fuerza de trituración a través de la base excéntrica por lo que debe ser diseñado para soportar grandes esfuerzos.

La tuerca de cabeza es de acero por lo regular esta tuerca se compone de dos piezas, su propósito es el de proteger las roscas del eje principal. Una vez que la tuerca de cabeza se ensambla al eje, solo hay dos razones para su extracción. La primera razón es si las roscas se dañan y la segunda si el centro de la cabeza debe retirarse del eje para su mantenimiento (Figura 3.4-26).

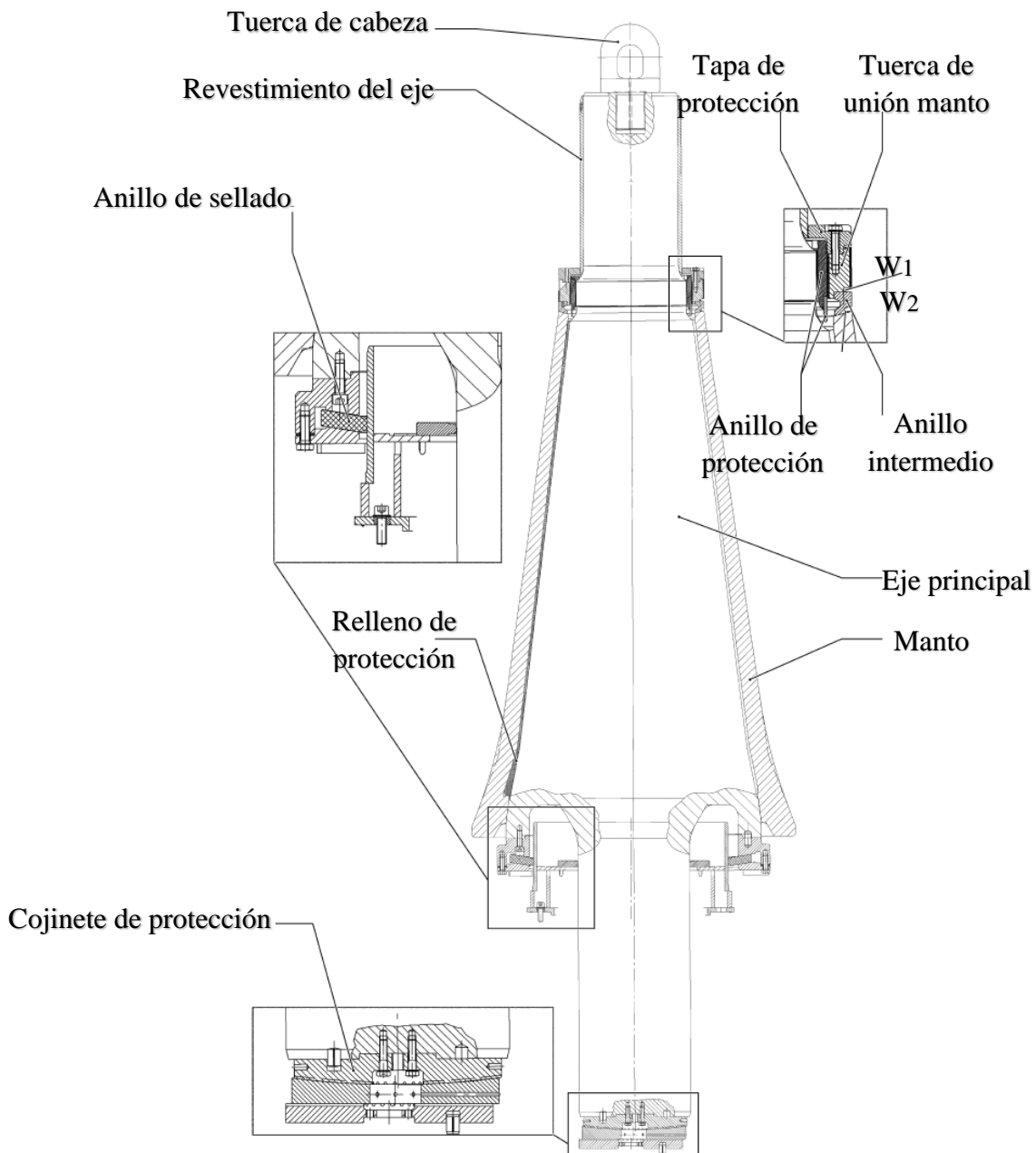
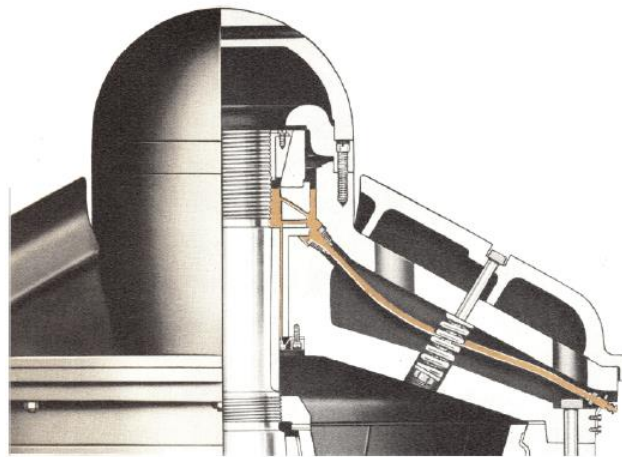


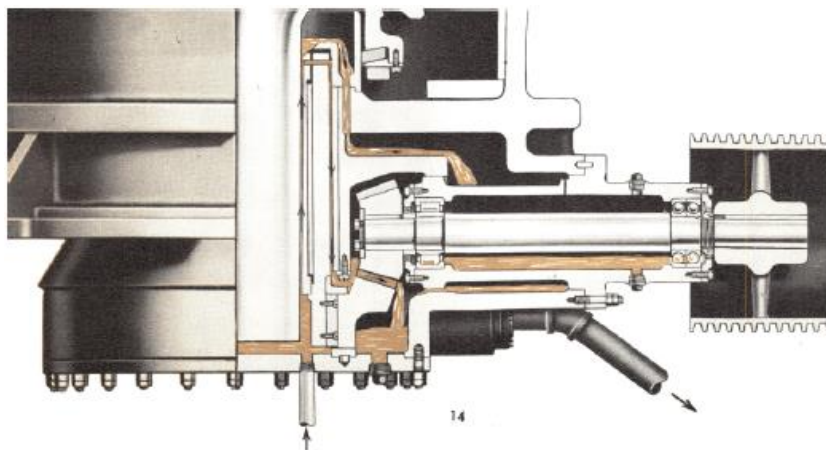
Figura 3. 4-26 Componentes del eje principal. Adaptado de Thyssenkrupp (KB 63 -75).

En la Figura 3.4-26 se pueden observar los componentes del eje principal cabe mencionar tiene un anillo de protección que está atornillado directamente al eje normalmente hecho de bronce. El manto está unido al eje, el manto está sujeto por una tuerca y un anillo intermedio que se sostiene en el cono del eje central. Tanto el anillo intermedio como la tuerca de unión están asegurados por un conjunto de soldaduras W1 y W2. Para la protección de la tuerca que une al manto con el eje que tiene una tapa que le protege contra el desgaste. El relleno de protección debe ser un material plástico o concreto con la intención que el desgaste no afecte al eje central.

**Lubricación.** El sistema de lubricación es clave para las trituradoras permitiendo que el sistema motriz gire si ningún problema. Los rodamientos y engranajes deben de recibir un suministro adecuado de lubricantes a la viscosidad y temperatura de operación adecuado. Las partes que requieren lubricación en la trituradora giratoria son los cojinetes de la araña, la excéntrica y los rodamientos del piñón (Figura 3.4-27 y 3.4-28).



**Figura 3. 4-27** Lubricación de los cojinetes de la araña. Tomado de Superior McCully (1956).



**Figura 3. 4-28** Lubricación de los engranajes del excéntrico y el piñón. Tomado de Superior McCully (1956).

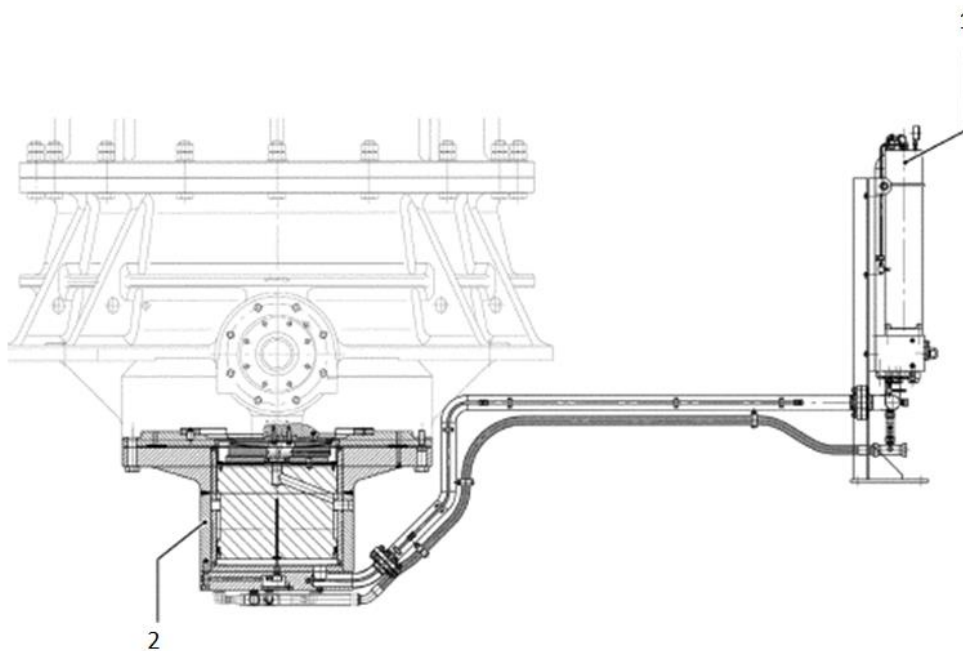
**Rodamientos de la araña:** Los cojinetes que protegen a la araña son lubricados manualmente. Los sistemas de lubricación de la araña se realizan en las instalaciones mineras en los mantenimientos preventivos y correctivos del equipo. En los últimos modelos se utiliza una bomba de lubricación operada neumáticamente mediante un sensor.

**Excéntrico y engranaje:** Este es el principal sistema de lubricación en una trituradora giratoria (Figura 3.4-29). El sistema externo es uno de los más utilizados, dicho sistema tiene dos ventajas:

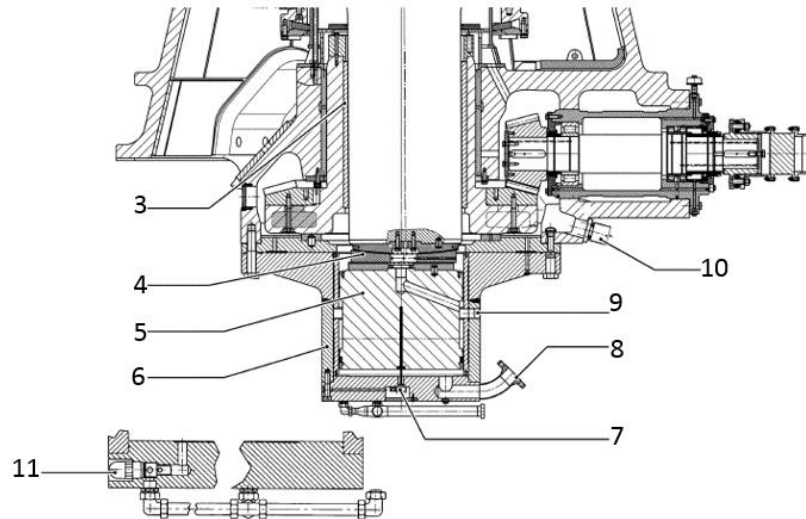
1. El aceite se filtra mientras está caliente, se enfría y se suministra a la trituradora en cantidades adecuadas para asegurar una lubricación adecuada de todas las superficies de trabajo y la rentabilidad de la operación.
2. Cuando se realiza el mantenimiento, la reparación en el sistema de lubricación es relativamente sencillo ya que es externo a la trituradora y se puede acceder fácilmente.

En un sistema de lubricación externo el aceite del sistema se bombea desde el tanque de almacenamiento mediante una bomba impulsada por el motor, luego se filtra para después ser enfriado y finalmente se suministra a las líneas de la trituradora pasando un aceite limpio y fresco.

En la parte superior del rodamiento el flujo de aceite pasa a través de conductos al interior de la excéntrica (cilindro hidráulico), posteriormente el aceite baja a la placa de desgaste de la excéntrica y lubrica el engranaje y el piñón, antes de que se recircule al almacenamiento (Figura 3.4-30).

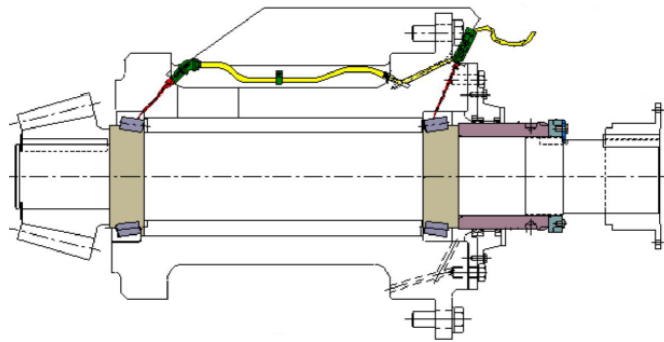


**Figura 3. 4-29** Lubricación externa. **Leyendas :**(1) Sistema de acondicionamiento de aceite externo y (2) Cilindro hidráulico de apoyo. La unidad consiste en un tanque de almacenamiento de aceite, una bomba, un filtro y un enfriador condensador. Tomado de Thyssenkrupp (KB 63 -75).



**Figura 3.4-30** Lubricación por recirculación de aceite. Leyendas: (3) Buje exterior del excéntrico, (4) Cojinete axial del cilindro hidráulico, (5) Pistón del cilindro hidráulico, (6) Cilindro hidráulico, (7) Sensor de distancia, (8) Conexión del aceite hidráulico, (9) Entrada al circuito de aceite, (10) Línea de retorno (es por donde se conduce el aceite después de lubricar el engranaje cónico y el piñón), (11) Válvulas de alivio a presión. Tomado de Thyssenkrupp (KB 63 -75).

**Rodamientos del piñón:** Se utilizan dos métodos para lubricar los rodamientos del piñón. El primero de ellos es una línea de flujo dividido donde el aceite se ingresa a la cámara del eje del piñón, el segundo método es inyectar aceite directamente en la cámara del piñón generando un contenido de aceite mínimo en los rodamientos (Figura 3.4-31).

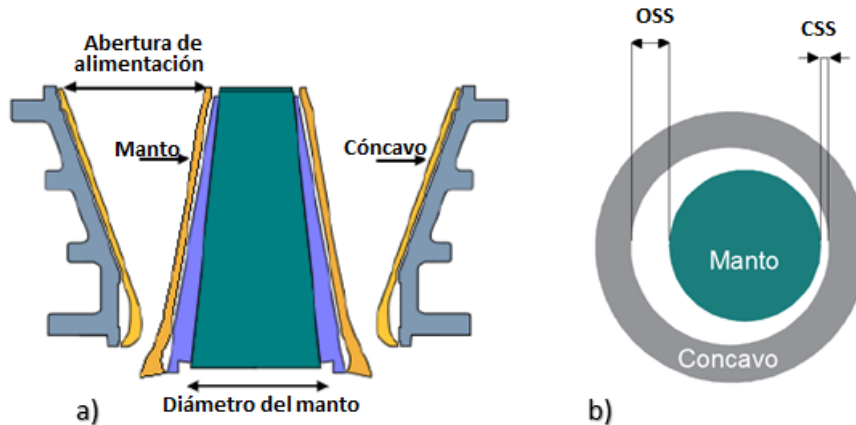


**Figura 3.4-31** Sistema de lubricación directo. Tomado de Thyssenkrupp (KB 63 -75).

**Cámara de trituración.** Para lograr la trituración el diseño de la cámara es esencial en el caso de las trituradoras giratorias se compone del área entre los cóncavos y el manto. Es importante recordar que los cóncavos son estacionarios, mientras que el conjunto del manto gira dentro de la cámara de trituración aplicando una fuerza de compresión.

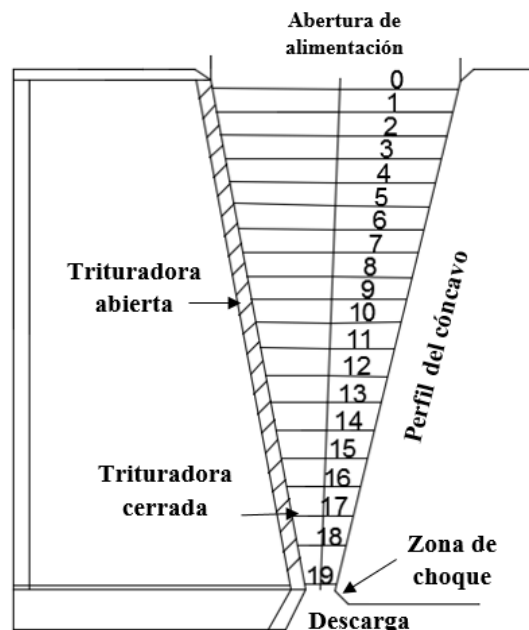
Como se ha observado en capítulos anteriores la esencia de cualquier trituradora mecánica está en el diseño de la cámara de trituración, si hablamos de la trituradora giratoria la alimentación se da en el espacio que converge entre los cóncavos y el manto. Este espacio llamado OSS determina el diámetro de la partícula de mayor tamaño que se puede alimentar.

Los cóncavos son estacionarios, mientras que el conjunto del manto o eje principal oscila en una trayectoria circular excéntrica dentro de la cámara dando como resultado una aproximación y retroceso intermitente del manto hacia los cóncavos. En la zona de descarga, el espacio es de menor longitud CSS (Figura 3.4-32).



**Figura 3.4-32** Carrera de la trituradora giratoria Leyendas: a) Vista en sección de la cámara de trituración y b) Vista en planta de la cámara de trituración. Adaptado de Metso Minerals (2003).

Para realizar un análisis del mecanismo de trituración se debe visualizar la cámara de trituración en una sección transversal llena de material. En la Figura 3.4-33 se puede observar la abertura de alimentación que se representa por la línea 0. El manto comienza a oscilar provocando en la carrera de trituración un cambio en la abertura ocasionando que las partículas se muevan hacia abajo encontrándose en una nueva posición 1.



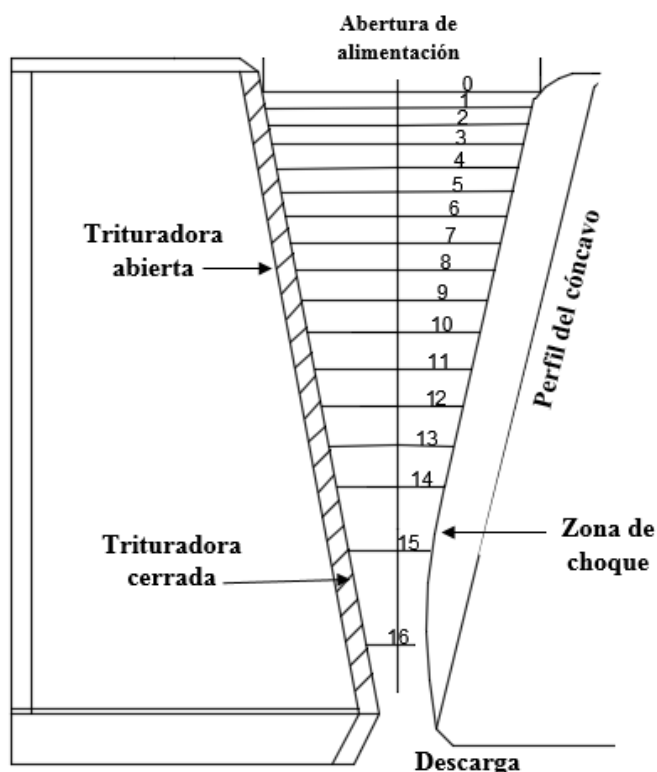
**Figura 3.4-33** Cámara de trituración cóncava recta. Adaptado Weiss (1985).

En el próximo cierre en la posición 1 la partícula se encontrará a compresión debido al movimiento del manto en ese nivel, y en la siguiente carrera la partícula fragmentada se moverá hacia la posición 2 así avanzara través de la cámara hasta que sea lo suficientemente pequeña como para pasar a través de la abertura de descarga.

A este fenómeno de avance en cada carrera se le conoce como “abertura de avance”, representa el recorrido de la partícula en diferentes momentos de trituración y relaciona la distancia de la abertura con el tamaño de la partícula.

La distancia de los planos horizontales aumenta sucesivamente a medida que la particular se mueve por consiguiente las áreas y volúmenes de cada división disminuyen. Si se establece que en el volumen de los planos horizontales 0 - 1 se tiene una mezcla de mineral y aire; es decir que se contiene un cierto porcentaje de vacíos, entonces es evidente que cuando este volumen se mueve en la posición 18 -19 el porcentaje de vacíos es menor. En las posiciones donde se disminuyen considerablemente los vacíos existe la posibilidad que la trituradora se obstruya, esto es común en las cámaras de trituración cóncava recta (Figura 4.3 -33).

Otro factor importante a considerar en el mecanismo de ruptura son las presiones generadas en la cámara que aumentan en cada avance alcanzando el valor máximo conocido como zona de choque. Es por eso que el mayor desgaste en el manto y en los cóncavos aumenta hacia la parte inferior de la cámara. Para evitar que la trituradora se pueda obstruir con el material existen cóncavos especiales que minimizan la probabilidad que se obstruya el material en la cámara, teniendo un arreglo que permite que la descarga del material sea cóncava y no recta. Este arreglo permite que en los volúmenes superiores a la descarga la fuerza de compresión sea mayor (planos 14- 15) permitiendo un flujo continuo en la descarga (Figura 3.4-34).



**Figura 3.4-34** Cámara con cóncavos especiales. Adaptado Weiss (1985).

Si se comparan estos dos arreglos de los cóncavos la relación de trituración entre los volúmenes 0 - 1 y 18 - 19 en la cámara cóncava recta es mayor que entre los volúmenes 0 - 1 y 14 - 15 en la cámara de los cóncavos de no obstrucción.



La relación de trituración en la primera es de 4:1 y en la cóncava es de aproximadamente 1.75:1. Por lo tanto, si se asume que el porcentaje de vacíos es igual en la alimentación para ambos casos, la trituradora de cóncavo recto en el volumen de la máxima compresión (zona de choque) tiene el menor porcentaje de aire, pero en el cóncavo de no obstrucción en el volumen 14-15 se tiene una mayor capacidad. En la mayoría de las instalaciones la cámara de no obstrucción es el diseño más utilizado por los siguientes motivos:

- Permite diferentes aberturas de descarga.
- Las capacidades de la cámara son considerablemente más altas.
- El desgaste del manto y los cóncavos se distribuye uniformemente.
- El producto tiene un tamaño más uniforme y contiene menos finos.

La trituradora giratoria forma parte de las trituradoras primarias por lo que están construidas para recibir grandes tonelajes. Los parámetros utilizados en el diseño básico de una trituradora de giratoria son el ángulo de pellizco, velocidad, abertura de avance, configuración del conjunto cerrado el cual determina la longitud de la cámara de trituración e indirectamente la longitud del eje principal. Estos elementos establecen el diseño básico de la trituradora e influyen en el volumen de la cámara de trituración, es importante mencionar que una vez que se establecen los giros por minuto se pueden calcular las toneladas por hora y finalmente con el índice de trabajo se puede determinar la potencia requerida.

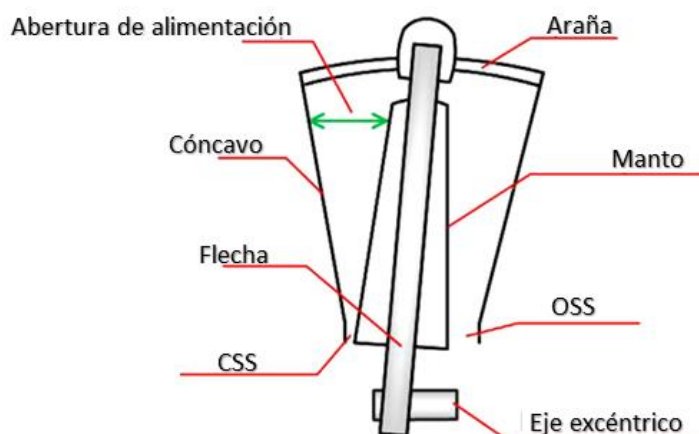
Cuando a una trituradora giratoria se le realiza un corte transversal se puede observar que su funcionamiento es como si existiera un par de quijadas que se abren y cierran. Por lo tanto, la trituradora giratoria puede ser considerada como un número infinito de trituradoras de quijada con un ancho infinitamente pequeño en toda la periferia del cono móvil como consecuencia se pueden utilizar los siguientes términos:

G: Abertura de alimentación entre los conos.

CSS: Es la abertura mínima entre las placas durante el ciclo de trituración.

OSS: La abertura máxima de descarga.

T: Carrera de la trituradora que es la distancia oscilante entre OSS y CSS, ver Figura 3.4 - 35.



**Figura 3.4-35** Diagrama de funcionamiento de una trituradora giratoria. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Las variaciones en el diseño del cono móvil y el cono fijo son adoptadas por cada fabricante. Dichas variaciones se adaptan a partir de estudios sobre la distribución de esfuerzos de cada uno de los componentes. Los principios para dimensionar una trituradora giratoria son:

1. Para tamaños de partícula con un diámetro  $< 0.66$  m, la longitud de la abertura circular entre los conos está dado por 8 a 10 veces la abertura de alimentación.
2. Para tamaños de partícula con un diámetro  $> 0.66$  m, la longitud de la abertura circular entre los conos está dado por 6.5 a 7.5 veces la abertura de alimentación.
3. La relación de trituración varía de 3:1 a 8:1.

Como se vio en el diseño de trituradoras de quijada el ángulo de pellizco para las trituradoras varía entre  $21^\circ$  a  $26^\circ$  pero para superficies curvas como ocurre en las trituradoras giratorias es de  $27^\circ$  a  $30^\circ$ .

Los fabricantes suelen desarrollar una relación de dimensionamiento que considera la relación de la abertura de alimentación y el diámetro del manto, por ejemplo, una trituradora de 42 x 65 pulgadas el primer número hace referencia a la abertura de alimentación y el segundo al diámetro del manto. En algunas ocasiones el dimensionamiento del equipo se da por la abertura de alimentación. Es recomendable consultar los manuales de los fabricantes y observar que referencia utilizan para dimensionan sus equipos.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.4. Trituradoras Giratorias](#) se puede encontrar la serie de CITIC HIC Serie PXZ ([Material 1](#)), Tyssenkrupp Serie KB ([Material 2](#)) y Fuller-Traylor de FLSmidth ([Material 3](#)). En cada uno de los manuales se especifica la siguiente información:

- Abertura de alimentación
- Velocidad del piñón
- Peso de la trituradora
- Potencia
- Capacidad máxima y mínima
- Tamaño máximo de alimentación
- Rango de los ajustes en la descarga con el conjunto abierto.

Es importante aclarar que las capacidades y las potencias establecidas por el fabricante se basan en el supuesto de una alimentación a un 100 % donde el material cumple con un diámetro adecuado que le permite pasar a través del 80 % de la abertura de alimentación. El material que ingresa a la trituradora tiene la siguiente granulometría un 60 % pertenece al tamaño máximo permisible y solo del 25 % al 30 % son finos.

Para la serie de Fuller-Traylor se utilizó una densidad aparente para el material de  $1.6 \text{ t/m}^3$  y para las series de Metso, FLSmidth y CITIC HIC los datos fueron calculados con una gravedad específica de  $2.7 \text{ t/m}^3$  tomando como referencia la roca caliza.

Las capacidades de una trituradora están relacionadas con diversos factores determinados por el tipo de material y la granulometría de la alimentación por lo tanto es necesario entender el funcionamiento de la trituradora y las variables de operación que intervienen en la capacidad. Establecido esto las capacidades propuesta por los fabricantes se deben de considerar como un valor aproximado. En las Tablas 3.4-4 y 3.4-5 se muestran los modelos de las trituradoras de Metso y FLSmidth y las características generales de las trituradoras giratorias.

**Tabla 3.4-4**

Características de las trituradoras Nordberg Superior.

<b>Metso Superior MK-II Trituradora Giratoria</b>						
Modelo	Abertura de alimentación, mm (in.)	Velocidad del piñón, rpm	Peso de la trituradora, kg(lb)	Potencia, kW (HP)	Rango de OSS, mm (in.)	Capacidad
42 -65	1065 (42)	600	119,400 (263,300)	375 (500)	150 - 190 (6.0 -7.5)	2010 - 2870
50-65	1270 (50)	600	153,300 (338,000)	376 (500)	165 - 190 (6.5 -7.5)	2395 - 2935
54-75	1370 (54)	600	242,200 (543,000)	450 (600)	165 - 215 (6.5 -8.5)	2885 - 3485
62-75	1575 (62)	600	302,500 (668,800)	451 (600)	165 - 215 (6.5 -8.5)	2890 - 4330
60-89	1525 (60)	600	398,300 (878,000)	600 (800)	175 - 240 (7.0 -9.5)	4196 - 5805
60-110E	1525 (60)	600	529,440 (1,167,210)	1200 (1600)	175 - 250 (7.0 -10.0)	5535 - 8890
Capacidad en toneladas cortas por hora						

Adaptado de Metso Minerals (2014).

**Tabla 3.4-5**

Características de las trituradoras Fuller -Traylor

<b>FLSmidth's Fuller-Traylor</b>				
Modelo	Abertura de alimentación, mm (in.)	Capacidad en toneladas métricas	Rango OSS, mm (in.)	Potencia, kW (HP)
43-69	1100 (43)	1780 - 2730	125 - 175 (5 -7)	375 (500)
51-69	1300 (51)	1650 - 2560	125 - 175 (5 -7)	376 (500)
54-77	1370 (54)	1800 - 3160	125 - 200 (5 -8)	450 (600)
63-89	1600 (63)	1750 - 2920	125 - 200 (5 -8)	451 (600)
60-89	1525 (60)	3700 - 5485	175 - 225 (7 -9)	600 (800)
60-113	1525 (60)	5485 - 8200	175 - 275 (7 -11)	750 (1000)

Adaptado de FLSmidth (Fuller Traylor).

Retomando el concepto de los métodos de reducción mecánica en la trituradora giratoria el mayor porcentaje de partículas trituradas se da por compresión. Es importante recordar que el material que se va a triturar se alimenta entre los cóncavos y el manto que son las dos superficies que realizan la acción de compresión.

Los cálculos que conducen al rendimiento de las trituradoras giratorias pueden considerarse muy similares a las trituradoras de quijada. De tal forma que el rendimiento de las trituradoras giratorias se verá afectado por los siguientes aspectos:

1. Contenido de finos.
2. Porcentaje de humedad por lo regular debe ser menor al 10 %.
3. Distribución de la alimentación en la cámara de trituración y densidad aparente.
4. Índice de trabajo del material.

El correcto funcionamiento de estas trituradoras depende de la velocidad de giro y las posiciones de abertura y cierre del conjunto. Para un correcto tamaño del producto es necesario tener una carga uniforme para que la alimentación se distribuya uniformemente alrededor del eje principal manteniendo un nivel constante en la cámara de trituración. Es importante evitar que la cámara se encuentre vacía debido al consumo de energía que demanda un equipo de estas dimensiones, por lo tanto, resulta crucial mantener una alimentación constante.

La operación de las trituradoras giratorias está sujeta a la abertura de alimentación, diámetro del manto, carrera de trituración y velocidad del giro, además del índice de trabajo del material. Los fabricantes generalmente otorgan las características operativas de los diferentes modelos en forma de curvas características por lo regular la piedra caliza es el material utilizado para fines comparativos.

Para garantizar el rendimiento óptimo del equipo se necesita conocer:

- Índice de trabajo.
- Distancia oscilante entre el manto y el cóncavo.
- Abertura máxima.
- Velocidad de giro.

Con estas características se pueden determinar las diferentes configuraciones durante la operación y determinar la capacidad esperada en cada arreglo. En la Tabla 3.4-6 se puede observar el rendimiento que se tiene de una trituradora bajo diferentes condiciones de operación.

**Tabla 3.4-6**

Capacidades en diferentes condiciones de operación.

Referencia (mm)	Abertura máxima, mm (Conjunto abierto)	Recorrido de la trituradora, mm	Velocidad rpm	Capacidad t/h	Indice de trabajo (kW.h/t)
1219 X 1879	200	34	135	2200	-
1371 X 1879	137 - 223	44	135	3100	-
1828 X 2311	194	44	111	2750	13
1524 X 2268	200 - 275	37	113	3200	6
1524 X 2268	238-275	37	92	3180	12
1219 X 2057	175 - 188	37	93	1330	10
1524 X 2591	225	34	134	2290	-

Adaptado de Gupta y Yan (2016).

La flexibilidad es clave para su rendimiento y economía de la trituradora giratoria, mientras que sus instalaciones y diseño satisfacen diferentes requisitos. Esto permite la adaptación a diversas condiciones de operación que se pueden presentar a futuro.

Una trituradora giratoria no solo ofrece grandes capacidades, también proporciona la posibilidad de variar algunos factores que facilitan el aumento o disminución de la capacidad a medida que surge la necesidad de un cambio en el rendimiento durante la vida de la mina. La trituradora giratoria también permite compensar el desgaste y asegurar la uniformidad del producto.

En las trituradoras giratorias, el uso de engranes en espiral en lugar de engranes rectos hace posible tener un amplio rango de velocidades para satisfacer diferentes demandas de capacidad. Como la trituradora giratoria está equipada con un sistema de lubricación externo, permite que la velocidad se pueda disminuir tanto como se requiera. En estos casos se proporciona una lubricación adecuada incluso a las velocidades más bajas, debido a que el flujo del aceite no es proporcional a la velocidad de operación de la trituradora como es el caso de un sistema interno.

Taggart (1945) indica que los ajustes que se pueden hacer en una trituradora giratoria son (a) ancho de la abertura de descarga (b) distancia oscilante y (c) velocidad.

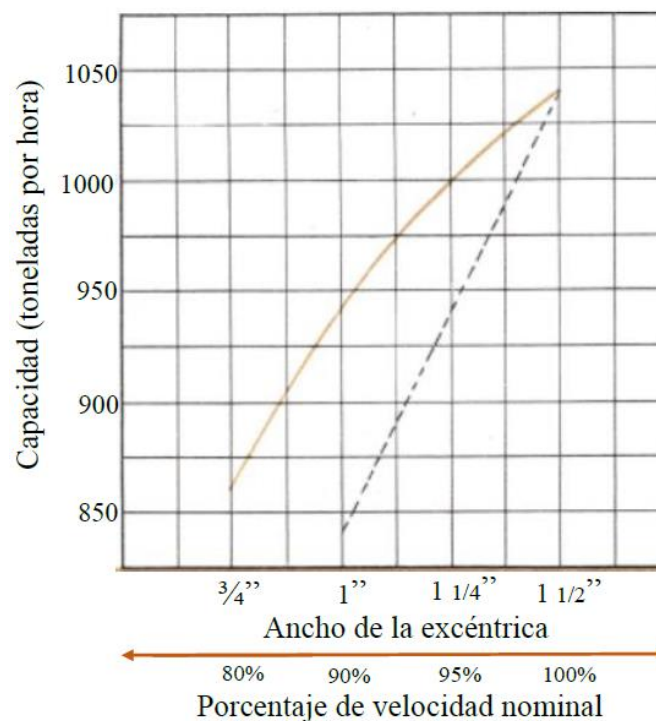
(a) Ancho de la abertura de descarga se cambia en la trituradora al subir o bajar el eje central por medio de la tuerca de ajuste. El rango de ajuste es limitado debido al ángulo de pellizco que aumenta notablemente dando como resultado que se tenga un mayor desgaste en el manto y el cóncavo. Este aumento en el ángulo de compresión provoca una disminución en la capacidad que se refleja en un menor rendimiento. Si se quiere un ajuste se debe de complementar con un cambio de los cóncavos.

(b) La distancia oscilante es ajustable solo cambiando las mangas de la excéntrica

(c) La velocidad puede variar en amplios límites cambiando las revoluciones por minuto del piñón. La velocidad baja permisible es la que cumple con la capacidad requerida siendo esta la más económica dentro de los límites operativos del costo por toneladas trata.

La velocidad, carrera de la trituradora, relación de trituración y consumo de energía están estrechamente relacionados. Si la relación de trituración aumenta cuando la trituradora está trabajando cerca de su capacidad máxima, la velocidad de la trituradora debe aumentarse para mantener la capacidad. Esto se acompaña por un aumento considerable en el consumo de energía.

Westerfeld (1985) señala que la excéntrica se ajusta a las demandas de capacidad, cuando una trituradora giratoria funciona a una velocidad constante la capacidad aumenta a medida que la excéntrica aumenta. Por el contrario, al reducir la velocidad o la excéntrica se reduce la capacidad. La excéntrica de una trituradora giratoria puede cambiarse instalando la manga adecuada en el conjunto excéntrico en la parte inferior del eje principal consultando la literatura del fabricante Allis-Chalmers Co. encontramos la Figura 3.4-36 que relaciona la capacidad de la trituradora con la excéntrica y la velocidad para una trituradora de 42 x 65 pulgadas con 6 pulgadas en la descarga cuando el conjunto se encuentra abierto.



**Figura 3.4-36** Relación de la capacidad con la excéntrica y la velocidad. Adaptado de Superior McCully (1953).

Cuando la velocidad se reduce, la potencia también debe reducirse proporcionalmente. Por ejemplo, una trituradora de 42 x 65 Allis-Chalmers Co. con una carrera de la trituradora de una pulgada tiene una potencia de 265 HP a 497 rpm, si la velocidad se reduce la potencia máxima sería de  $265 \times 400/497 = 213$  HP. En la Tabla 3.4-7 del fabricante Allis-Chalmers se hace énfasis en las variables de operación antes mencionadas que permiten una capacidad expresada en toneladas cortas por hora en cada arreglo.

**Tabla 3.4-7**  
Capacidades de las trituradoras Superior McCully Gyratory Crusher.

<b>Trituradora Giratoria Allis-Chalmers</b>					
Arreglo	Tamaño de la trituradora	Giros por minuto	Velocidad del piñón	Potencia Máxima, HP	Ancho de la excéntrica, in.
1	24 x 46	200			
2	30 x 46	200			
3	30 x 55	175	585	150	5/8
4	30 x 55	175	585	180	3/4
5	30 x 55	175	585	240	1
6	30 x 55	175	585	300	1 1/4
7	36 x 55	175	585	180	3/4
8	36 x 55	175	585	240	1
9	36 x 55	175	585	300	1 1/4
10	36 x 65	150	497	200	3/4
11	36 x 65	150	497	265	1
12	36 x 65	150	497	330	1 1/4
13	36 x 65	150	497	400	1 1/2
14	42 x 65	150	497	200	3/4
15	42 x 65	150	497	265	1
16	42 x 65	150	497	330	1 1/4
17	42 x 65	150	497	400	1 1/2
18	48 x 74	135	497	385	1 1/4
19	48 x 74	135	497	425	1 3/8
20	48 x 74	135	497	500	1 5/8
21	54 x 74	135	497		
22	60 x 89	110	435	330	1
23	60 x 89	110	435	410	1 1/4
24	60 x 89	110	435	495	1 1/2
25	60 x 89	110	435	600	1 4/5
26	72 x 89	110	435		
27	60 x 109	100	400	1000	1 1/2
28	72 x 109	100	400		

Adaptado de Superior McCully (1956)

**Continuación Tabla 3.4-7**

Capacidades de las trituradoras Superior McCully Gyrotory Crusher.

Arreglo	Tamaño de la trituradora	Rangos de la abertura de descarga cuando el conjunto esta abierto																		
		2 1/2"	3"	3 1/2"	4"	4 1/2"	5"	5 1/2"	6"	6 1/2"	7"	7 1/2"	8"	8 1/2"	9"	9 1/2"	10"	10 1/2"	11"	12"
1	24 x 46																			
2	30 x 46																			
3	30 x 55	150	205	270	335	390														
4	30 x 55		240	330	435	490	325													
5	30 x 55			390	495	540	600	660												
6	30 x 55				605	685	745	790	820	850										
7	36 x 55				270	310	350	380	410											
8	36 x 55					380	420	470	520	630										
9	36 x 55						515	585	650	750	845									
10	36 x 65	370	385	415	445	475														
11	36 x 65			450	535	630	720													
12	36 x 65					725	810	890	970	1010										
13	36 x 65							1065	1130	1190	1260	1320	1380	1440						
14	42 x 65					443	445	520												
15	42 x 65					443	545	800	940	1065	1155	1245	1325							
16	42 x 65						620	870	995	1135	1260	1450	1650							
17	42 x 65								1040	1240	1480	1730	2020	2090						
18	48 x 74							1520												
19	48 x 74								1600											
20	48 x 74									2000	2300	2360	2430	2480	2530					
21	54 x 74																			
22	60 x 89										1430									
23	60 x 89										1725									
24	60 x 89										1930	2050	2180							
25	60 x 89													2600	2700	2800	2980	3040		
26	72 x 89																			
27	60 x 109												3000		3500		4000		4500	5000
28	72 x 109																			

Adaptado de Superior McCully (1956).



## Velocidad.

Una de las variables más importantes en el funcionamiento de una trituradora giratoria es la velocidad de giro para alcanzar un tamaño de producto específico. Por lo general, la velocidad es inversamente proporcional al tamaño de alimentación. Si el tamaño de alimentación aumenta, la velocidad de giro tiene que disminuir.

Gupta y Yan (2016) señalan que la velocidad de rotación requerida para producir partículas menores que un tamaño “d” no debe ser menor que la otorgada por la siguiente expresión:

$$v \geq \frac{665(\sin\theta - \mu\cos\theta)}{\sqrt{d}} \text{ ciclos por minuto} \quad (3.4.41)$$

Donde:

$\theta$ : Ángulo respecto a la horizontal del cono triturador (manto).

$\mu$ : Coeficiente de fricción del material.

d: Tamaño del producto, m.

Por ejemplo, si  $\theta = 70^\circ$ ,  $d = 10.5 \text{ cm}$  y  $\mu = 0.2$ , entonces la velocidad de giro es:

$$\frac{66.5 (0.939 - 0.2(0.342))}{\sqrt{0.102}} = 181 \text{ ciclos por minuto}$$

Donde  $v \geq 181$  ciclos por minuto.

La ecuación 3.4.41 otorga una aproximación de la velocidad de una trituradora giratoria por lo tanto debe ser utilizado como una guía. En la práctica se deben de realizar múltiples pruebas hasta determinar la velocidad indicada, además de consultar a los fabricantes sobre los detalles de operación de la trituradora.

Gonzales (1977) indica que una fórmula para conocer el número de vueltas del eje principal es la de Lewenson:

$$n = 470 \sqrt{\frac{\tan(\alpha_1) + \tan(\alpha_2)}{r}} \quad (3.4.42)$$

Donde:

n : Número de rpm.

r : Radio de la excéntrica, cm.

$\alpha_1$  y  $\alpha_2$  son los ángulos que se tienen entre el manto y los cóncavos cuando el conjunto está en oscilación, que van de  $27^\circ$  a  $30^\circ$ .

## Capacidad.

Como el mecanismo de trituración es similar al de una trituradora de quijada se pueden considerar las mismas variables para estimar la capacidad. Un factor importante a considerar es que el funcionamiento giratorio de la trituradora involucra solo la mitad de sus superficies, mientras que las trituradoras de quijada ocupan toda la superficie de las placas.

Gupta y Yan (2016) indican que los trabajos de Gaudie, Broman y Hersman derivaron expresiones para estimar la capacidad de trituradoras giratorias. El enfoque de Hersman antes descrito se puede emplear para la estimación de una trituradora giratoria.

$$Q = 59.8 \left[ \frac{L_T(2L_{MÍN} + L_T) G v p_s K}{(G - L_{MÍN})} \right] \quad (3.4.43)$$

Donde:

G: Abertura de alimentación, m

$p_s$ : Densidad del sólido,  $t/m^3$

$v$ : Velocidad, rpm

K: Constante y tiene un valor de 0.75

Gaudie (1954) derivó una expresión empírica para la capacidad considerando el ángulo del manto y la distancia recorrida por las partículas durante el ciclo de trituración.

$$Q = 0.35\pi \sin\theta (L_{MÁX} + L_{MÍN}) g H (\sin\theta + \mu \cos\theta)^{0.5} \quad m^3/h \quad (3.4.44)$$

Donde:

$L_{MÁX}$ : Distancia máxima entre el manto y el cóncavo, m

$L_{MÍN}$ : Distancia mínima entre el manto y el cóncavo, m

$\theta$ : Ángulo del cono de trituración respecto a la horizontal

$g$ : Aceleración gravitacional, m/s

H: Altura vertical de la cámara, m

$\mu$ : Coeficiente de fricción del material

Broman desarrolló una expresión para la capacidad de las trituradoras giratorias para derivar la expresión consideró una sección transversal de la cámara de trituración, determinando el tiempo y la distancia recorrida durante un ciclo. La capacidad volumétrica de una trituradora giratoria.

$$Q_v = \frac{(D_M - L_{MÍN})\pi L_{MÍN} L_T 60 N K}{\tan \alpha} \quad [m^3/h] \quad (3.4.45)$$

Donde:

$D_M$ : Diámetro del manto en la zona de descarga, m.

$L_{MÍN}$ : Distancia del conjunto cerrado, m.

$L_T$ : Longitud de la carrera de la trituradora en m, ver Figura 3.4-37.

N: Revoluciones por minuto.

K: Constante del material que tiene un valor entre 2 y 3.

$\alpha$ : Ángulo de pellizco.



Figura 3.4-37 Esquema de la carrera de una trituradora giratoria. Adaptado de Metso Minerals (2003).

El trabajo realizado por Rose & English para determinar la capacidad de las trituradoras de quijada es aplicable en las trituradoras giratorias. De acuerdo a Rose & English la siguiente ecuación puede ser utilizada para estimar la capacidad de una trituradora giratoria (Gupta y Yan, 2016).

$$Q = \frac{W_i D \rho_s \sqrt{L_{M\acute{A}X} - L_{M\grave{I}N}} (L_{M\acute{A}X} + L_{M\grave{I}N}) K}{2 \sqrt{\frac{R}{R-1}}} \quad (3.4.46)$$

Donde:

K: Factor del material para materiales blandos como carbón K toma el valor de 0.5 y para materiales duros K tomar un valor de 1.

Las capacidades de las trituradoras giratorias de diferentes tamaños son otorgadas por el fabricante por lo tanto es importante informarse de las características de una trituradora antes de su adquisición.

### Consumo de energía.

Para calcular el consumo de energía es necesario conocer el índice de trabajo y la capacidad de la trituradora. Gupta y Yan (2016) refieren que la expresión para calcular el índice de trabajo de Bond fue utilizada por Rose & English para calcular la potencia requerida para trituradoras giratorias. La potencia es directamente proporcional a la capacidad y los parámetros de la trituradora.

$$P = 0.01195 W_i Q \left( \frac{\sqrt{G} - 1.054 \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}}{\sqrt{G} \times \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}} \right) kW \cdot h/t \quad (3.4.47)$$

Motz (1978) en su artículo “Crushing in mineral processing plant design” sugirió que cuando se desconoce el índice de trabajo se puede obtener una aproximación con la expresión:

$$W_i = \frac{0.0485 (Resistencia\ media\ a\ impacto)}{gravedad\ específica} \quad (3.4.48)$$

Donde la resistencia al impacto está dada en J/m.

$$W_i = \frac{2.59 (Resistencia\ media\ a\ impacto)}{gravedad\ específica} \quad (3.4.49)$$

Cuando la resistencia al impacto está dada en ft-lb/in, en el [Apéndice A-VII](#) se muestran diferentes resistencias al impacto de minerales y rocas.

Para el uso de estas expresiones se debe de tener precaución al obtener el índice de trabajo, ya que existen variaciones en las propiedades mecánicas de los materiales. En la literatura se puede encontrar la Tabla 3.4-8 donde se muestran los índices de trabajo promedio para minerales comunes y diferentes materiales obtenidos por Allis Chalmers que se pueden utilizar para un primer cálculo del índice de trabajo.

Esta teoría toma la resistencia al impacto de los materiales para el cálculo del índice de trabajo a partir del valor promedio de los ensayos para medir su resistencia al impacto y su gravedad específica es importante aclarar que el resultado de la expresión es una estimación. Lo ideal es obtener el índice de trabajo con ensayos en el laboratorio de procesamiento de minerales.

Motz (1978) expreso la siguiente expresión para trituradoras giratorias:

$$P = \frac{10 W_i (\sqrt{F_{80}} - \sqrt{P_{80}})}{\sqrt{F_{80}P_{80}}} \quad [kW] \quad (3.4.50)$$

Otra expresión que propuso es:

$$\frac{HP}{tonelada\ corta} = \frac{W_i \times 13.4 (\sqrt{F_{80}} - \sqrt{P_{80}})}{\sqrt{F_{80}} \times \sqrt{P_{80}}} \quad (3.4.51)$$

$$Total\ HP = Capacidad \left( \frac{tonelada\ corta}{h} \right) \times \left( \frac{HP}{tonelada\ corta} \right) \quad (3.4.52)$$

**Tabla 3.4-8**

Índices de trabajo promedio de diversos minerales en kW.h/ toneladas cortas.

Índice de trabajo promedio					
Material	Gravedad Específica	$W_i$	Material	Gravedad Específica	$W_i$
Andesita	2.84	22.13	Limonita	2.53	8.45
Barita	4.28	4.73	Magnetita	3.88	9.97
Basalto	2.89	20.41	Taconita	3.52	14.61
Bauxita	2.38	8.78	Cianita	3.23	18.87
Clinker	3.15	13.49	Mineral de plomo	3.44	11.9
Mineral de Cromo	4.06	9.6	Mineral de zinc y plomo	3.37	10.93
Arcillas	2.23	7.1	Caliza	2.68	12.74
Arcilla/Caliza	2.32	1.43	Mineral de Manganeso	3.74	12.2
Carbón	1.63	11.37	Mineral de Molibdeno	2.7	12.97
Coque	1.51	15.13	Mineral de Níquel	3.32	13.65
Mineral de cobre	3.02	12.72	Roca fosfórica	2.66	9.92
Diorita	2.78	20.9	Potasa	2.37	8.88
Dolomita	2.82	2.82	Pumita	1.96	11.93
Feldespatos	2.59	10.8	Pirita	3.48	8.93
Pedernal	2.65	26.16	Pirrotina	4.04	9.57
Fluorapatito	2.98	8.91	Cuarzo	2.64	12.77
Gabro	2.83	18.45	Cuarcita	2.71	9.58
Galena	5.39	10.19	Rutilo	2.84	12.68
Granate	3.3	12.37	Arenisca	2.68	11.53
Gneiss	2.71	20.13	Esquisto	2.58	16.4
Mineral de oro	2.86	14.83	Mineral de plata	2.72	17.3
Granito	2.68	14.39	Arena sílica	2.65	16.46
Grafito	1.75	45.03	Silicato de sodio	2.1	13
Ilmenita	4.27	13.11	Espodumena	2.75	13.7
Mineral de hierro	3.96	15.44	Pizarra	2.48	13.83
Hematita	3.76	12.84	Sienita	2.73	14.9
Mineral de Zinc	11.56	12.42	Casiterita	3.94	10.9
Mineral de Uranio	2.7	17.93	Rutilo	4.23	12.33

Adaptado de Weiss (1985)

### Ejemplo 3.4.2

En una cantera se utiliza una trituradora giratoria alimentada con 350 tph. La capacidad nominal de la trituradora es mayor que la estimada para evitar demoras en la trituración el tamaño de la descarga es de 4 ¼ de pulgadas.

La trituradora utilizada es una Allis-Chalmers 42 x 65 con un arreglo en la descarga de 5 pulgadas. Con un ancho del excéntrico de 1¾" y una velocidad recomendando para la operación de 400 rpm dando como resultado una capacidad de 445 toneladas cortas por hora. El laboratorio indicó que la caliza tiene una resistencia al impacto de 10.8 ft-lb/pulgada y una gravedad específica de 2.6.

La planta de beneficio pide que se calcule el índice de trabajo utilizando la teoría de Motz, la potencia requerida, así como el tamaño del motor recomendado.

#### Solución.

$$W_i = 2.59 \frac{10.8}{2.6} = 10.7$$

$$\text{Tamaño de alimentación: } 42" \left(\frac{2}{3}\right) = 28" \quad F_{80} = 711,200 \text{ micrómetros}$$

$$\text{Tamaño del producto: } 4 \frac{1}{4}" \quad P_{80} = 107,950 \text{ micrómetros}$$

Con estos datos se pueden calcular:

$$\frac{HP}{\text{tonelada corta}} = \frac{W_i \times 13.4 (\sqrt{F_{80}} - \sqrt{P_{80}})}{\sqrt{F_{80}} \times \sqrt{P_{80}}}$$

Para lo cual  $\sqrt{F_{80}} = 843$  micrómetros y  $\sqrt{P_{80}} = 328$  micrómetros

$$\frac{10.7 \times 13.4 (843 - 328)}{843 \times 328} = 0.267 \text{ HP/ toneladas cortas}$$

$$\text{Potencia} = 0.267 \times 445 = 118.81 \text{ HP}$$

Por lo tanto, el tamaño del motor requerido debe de ser de 150 HP.

En las trituradoras giratorias se puede observar que al igual que en las trituradoras de quijada pueden existir partículas más pequeñas que avancen a través de la cámara de trituración llegando a la descarga sin ser aplastadas por lo tanto estas partículas no demandan una potencia. Sólo las partículas que son más grandes que la abertura OSS requieren de una potencia para su trituración.

### 3.4.2.1 COMPARATIVA DE LAS TRITURADORAS PRIMARIAS

Weiss (1985) menciona que entre las trituradoras giratorias y quijada tienen el mismo modo de operación, sin embargo, las diferencias principales están en el tamaño de alimentación y la capacidad de producción. Los factores donde se puede realizar una comparación son el costo de compra, instalación, mantenimiento, potencia requerida para su operación y costos que se generan por tonelada tratada.

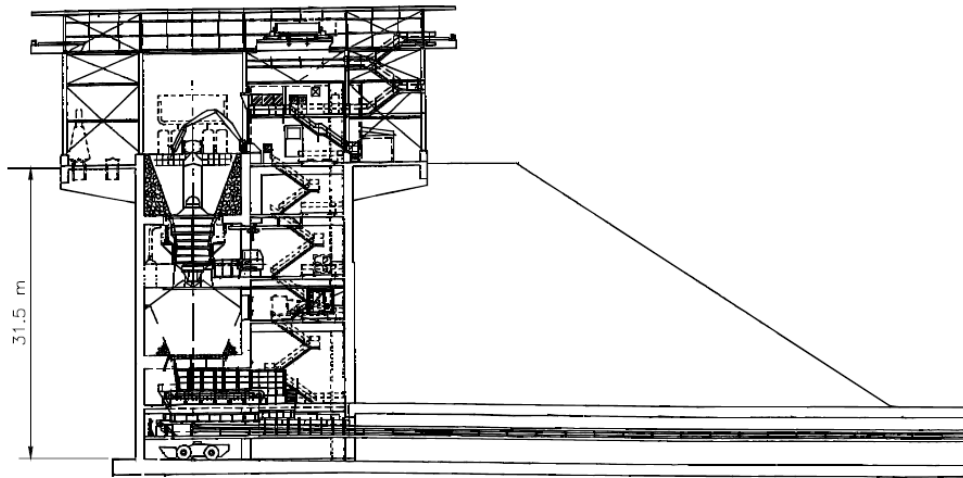
Si hablamos del mantenimiento en las trituradoras giratorias resulta más costosa la mano de obra y las refacciones. En relación con el desgaste por tonelada tratada es menor en el caso de la trituradora giratoria debido a sus grandes capacidades.

Una trituradora giratoria puede recibir el material desde cualquier dirección alrededor de toda su periferia, debido a sus altas capacidades se elimina la necesidad de una instalación de almacenamiento. Hablando de sus dimensiones queda muy claro las diferencias entre cada una de las trituradoras, las trituradoras giratorias son muy robustas mientras que las trituradoras de quijada son compactas por lo tanto el espacio requerido para su instalación es una característica que se debe de contemplar. Las trituradoras giratorias se ven limitadas en cuanto al espacio que demanda su instalación, pensando en la necesidad de instalar una trituradora primaria en interior mina se opta por una trituradora de quijada o trituradoras giratorias de baja capacidad.

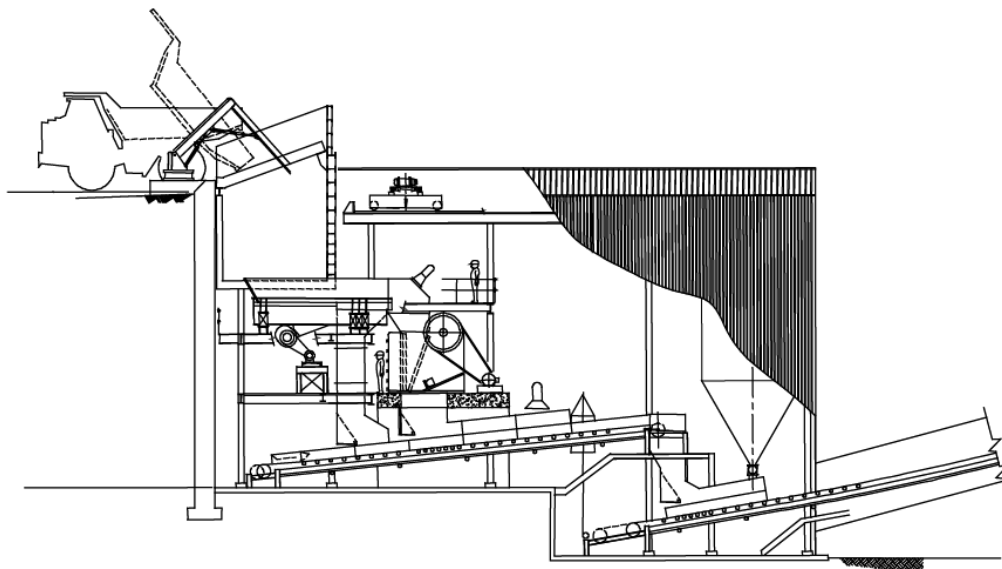
El mantenimiento es menor en una trituradora de quijada porque son fáciles de desarmar, transportar e instalar, otra característica es la facilidad que se tiene para ajustar la abertura de descarga. Las trituradoras giratorias tienen una tendencia a atascarse con materiales arcillosos por su comportamiento plástico al humedecerse para estos casos es preferible emplear las trituradoras de quijada. Es importante mencionar que las trituradoras de quijada se adaptan con mayor facilidad a las variaciones de materiales duros y abrasivos.

La elección de una trituradora adecuada para una operación en particular depende de parámetros como el tamaño de alimentación y producto deseado en una primera instancia. Las trituradoras giratorias son utilizadas en operaciones donde se requiere una alta capacidad y las trituradoras de quijada tienden a utilizarse donde el control en la abertura de alimentación resulta más importante que la capacidad.

Una desventaja de las trituradoras giratorias es la gran instalación que se requiere para su operación, tal construcción resulta costosa y se consume mucho tiempo para su instalación, en ocasiones resulta difícil que esta actividad encaje en la planeación del proyecto minero. En la Figura 3.4-38 se muestra la instalación de una giratoria y en la Figura 3.4-39 la instalación de una trituradora de quijada ambas alimentadas desde un camión.



**Figura 3.4-38** Instalaciones de una trituradora giratoria. Tomado de Mular, Halde y Barratt (2002).

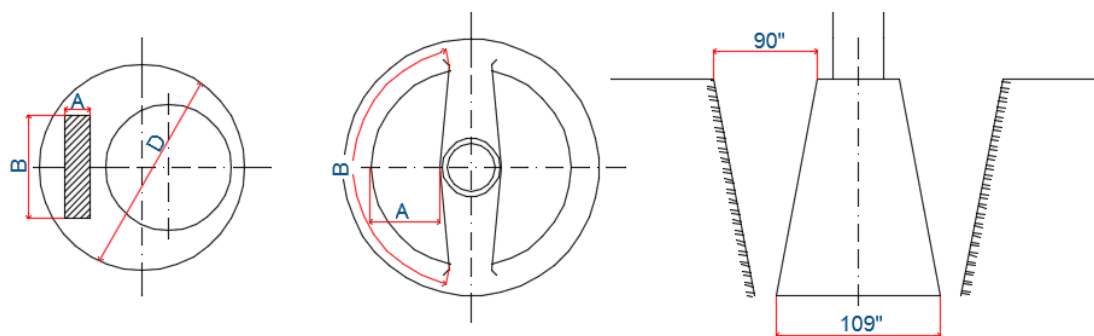


**Figura 3.4-39** Nave industrial de una trituradora de quijada. Tomado de Mular, Halde y Barratt (2002).

Burroughs (1991) indica que, en la mina de Chuquicamata en Chile en sus inicios, se trituran 9,600 tph de mineral de cobre para lo cual se utilizan dos trituradoras giratorias de 89 x 109 pulgadas, cada una se utiliza para triturar el material proveniente del tajo. En comparación a esto en las trituradoras de quijada también se producen equipos para asegurar una gran capacidad. Una de las trituradoras más grandes del mercado tiene un tamaño de 66 x 84 pulgadas y acepta un tamaño de alimentación hasta de 64 pulgadas alcanzando un rendimiento de 2,440 tph. Para usar en una mina a cielo abierto las trituradoras de quijada de este perfil, no se deben de realizar múltiples operaciones de maniobra para su instalación como en el caso de las giratorias. En consecuencia, los costos de preparación del sitio se reducen y la incertidumbre que se tiene en la complejidad de la operación se reduce debido a que existe una menor probabilidad de tener retrasos con la planeación.



Comparando las cámaras de trituración, la abertura de alimentación en las trituradoras de quijada estaría representada por un rectángulo y la abertura de alimentación de la trituradora giratoria se representa por una circunferencia, Figura 3.4-40. Tomando en cuenta la geometría de su abertura de alimentación en las trituradoras giratorias da como resultado una mayor capacidad que las hace más accesible a la descarga directa de camiones fuera de carretera (Weiss, 1985).



**Figura 3.4-40** Comparación de la abertura de alimentación de las trituradoras primarias.

Comparando los costos, el precio del equipo solo es una parte de los costos totales a considerar en la operación de cada trituradora, por ejemplo, en la trituradora giratoria se requiere de una edificación alta y elaborada; debido a la simplicidad de la cámara de trituración en una trituradora de quijada las instalaciones que se requieren son menores. Las trituradoras de quijada tienen la característica que el remplazo de las placas de desgaste es relativamente rápido y económico, estos equipos en algunas ocasiones necesitan tolva para controlar el flujo del material y una parrilla para evitar que grandes fragmentos dañen el equipo u obstruyan la abertura de alimentación, los costos que estas instalaciones generan se deben de considerar.

Hablando de la operación de ambas trituradoras, las giratorias duplican las toneladas trituradas por el mismo costo de energía, dando como resultado que el costo por tonelada procesada sea menor que las toneladas procesadas por una trituradora de quijada. Sin embargo, respecto al mantenimiento las trituradoras de quijada se ven beneficiadas por los costos de las refacciones y los suministros son menores. En la Tabla 3.4-9 se muestra una comparativa de las dimensiones de ambas trituradoras.

**Tabla 3.4-9**  
Dimensiones de las trituradoras primarias.

Trituradora giratoria		Trituradora de quijada	
Tamaño	Peso del equipo	Tamaño	Peso del equipo
42 in.	145 toneladas cortas	24 x 36 in.	30 toneladas cortas
60 in.	363 toneladas cortas	48 x 66 in.	141 toneladas cortas
84 in.	848 toneladas cortas	66 x 84 in.	272 toneladas cortas

Adaptado de Burroughs (1991).

Westerfeld (1985) menciona que las capacidades de alimentación no se pueden comparar sin tomar en cuenta algunos factores externos como lo son el método de explotación, las características del mineral y tipo de proyecto. En el desarrollo de un nuevo proyecto minero un aspecto importante son las toneladas que se alimentaran a la trituradora primaria. Algunas consideraciones que se deben de hacer antes de realizar la selección del equipo son:

1) Si la mina es a cielo abierto, ¿Se transportará el mineral a una sola estación de trituración o será triturado en uno o más puntos en el tajo por trituradores móviles o estacionarias para después ser transportado fuera del tajo?

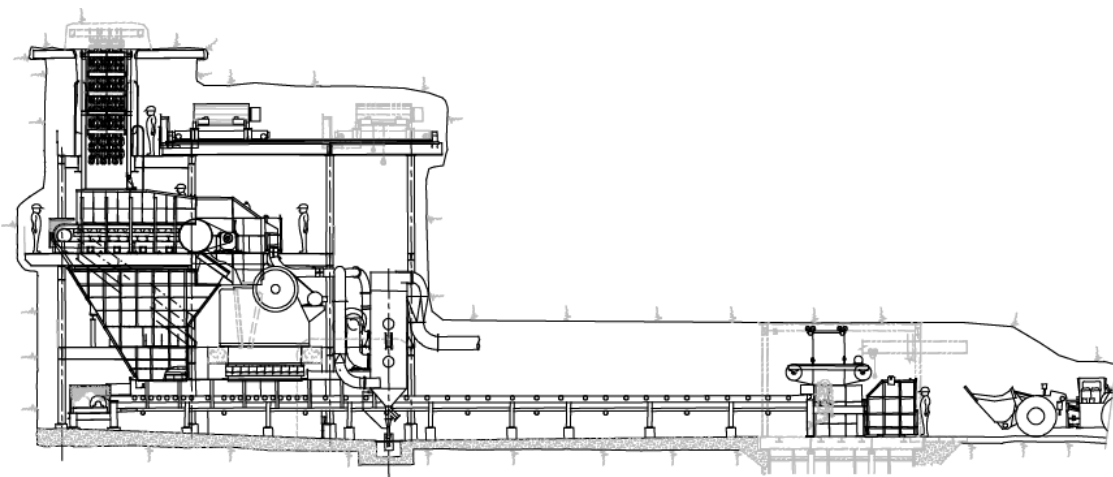
En el caso que la trituradora sea estacionaria se necesita una correcta planeación para garantizar que durante las etapas de explotación del tajo resulte rentable el acarreo del mineral, evitando la necesidad de mover las instalaciones de la trituradora durante la explotación.

Una vez que el mineral sea triturado deberá de transportarse fuera del tajo para su beneficio, debido a la distancia de acarreo se debe considerar el costo de transporte a la planta de beneficio.

Otro aspecto a considerar es el tratamiento del mineral lixiviable haciendo énfasis en la granulometría que se necesita para el proceso.

2) En minas subterráneas ¿El mineral será triturado en interior mina para después transportarse a superficie o será transportado para una trituración fuera de la mina?

En caso de que el mineral sea triturado en el interior mina ¿El mineral será triturado en uno o más puntos convenientes? y luego ¿Será mantedado o se realizara un acarreo para llevar el mineral a una tolva? Estos puntos se deben de considerar, pero la mayoría de ellos dependen del diseño del proceso de beneficio, en la Figura 3.4-41 se muestran las instalaciones para llevar a cabo una trituración primara en interior mina.



**Figura 3.4-41** Instalaciones de una trituradora primaria interior mina. Tomado de Boyd (2002).

3) ¿Se contempla algún cambio en la configuración del proceso que seguirá el mineral para su beneficio debido a un aumento en la producción o un cambio en la mineralogía? Aun cuando no se tenga contemplado es importante que el circuito de trituración y beneficio sea flexible para posibles cambios en la operación o nuevas tecnologías.

¿El mineral será alimentado a la planta de trituración en cada turno? En estos casos se debe considerar la demanda de energía. En caso de que se reciba mineral de diferentes características como óxidos y sulfuros se debe determinar el proceso que deberán seguir para su beneficio.

Una consideración especial de algunas unidades mineras es el uso de dos o más trituradoras cuando los minerales provienen de diferentes sitios de la mina o diferentes explotaciones y deben ser triturados simultáneamente para mantener la producción. En algunos casos estos minerales deben ser almacenados por separado debido a los siguientes aspectos:

- 1) El proceso que sigue cada mineral es diferente, como por ejemplo flotación para los sulfuros y lixiviación para los óxidos.
- 2) Existe la presencia de cantidades comerciales de subproductos en algunas partes del yacimiento y en el otro no.

#### EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Se requiere una trituradora giratoria para triturar un mineral de hierro a una producción de 1,440 toneladas cortas por hora. El tamaño de alimentación promedio es de 1,000 mm y el tamaño requerido del producto es de 162 mm. Los datos del fabricante indicaron que la trituradora cumple con el rendimiento deseado es una trituradora giratoria de 1,370 mm x 1,800 mm con un ángulo de cono de  $18^\circ$ . El índice de trabajo del mineral que el laboratorio calculó fue de 14 kW.h/t, además de una gravedad específica de 4.5 y un coeficiente de fricción de 0.43.

Calcule las revoluciones por minuto del eje principal para obtener el producto deseado y caballos de fuerza del motor requerido para la operación.

**Solución: 291 rpm y 402 HP**

2. En una cantera se explota caliza y para reducir el tamaño de partícula se emplea una trituradora giratoria a una velocidad de alimentación de 148 toneladas cortas por hora. El 80% de la alimentación paso una criba con una abertura de 25.4 mm y el 80 % del producto pasa a través de una criba de 3.2 mm. La gravedad específica de la caliza es de 2.66 y el índice de trabajo es de 12.74 kW.h/t.

Calcular los HP requeridos para la trituración de la caliza.

**Solución: 300 HP**

3. Una banda transportadora alimenta mineral de hierro proveniente de una mina a cielo abierto a una trituradora giratoria que tiene una abertura de alimentación 356 cm. La abertura máxima en el extremo de la descarga es de 15 cm y en el cierre del conjunto es 4.5 cm. La distribución granulométrica de la alimentación y el producto es el siguiente:

Alimentación		Producto	
Tamaño (cm)	Peso retenido %	Tamaño (cm)	Peso retenido %
+ 360	1	+ 4.5	20.2
+ 180	32	+ 2.4	35.4
+ 90	38.2	+ 1.2	13.8
+ 45	12.3	+ 0.6	11.8
+ 25	6.5	+ 0.3	8.4
- 25	10	- 0.3	10.4
Sumatoria	100	Sumatoria	100

El ángulo del cono es de  $27^\circ$  respecto a la horizontal. Tomando en cuenta los datos proporcionados:

- a) Determine la capacidad óptima diaria con un 80 % de eficiencia a la cual debe operar la trituradora considerando una altura de la cámara de 500 cm.
- b) La velocidad del eje principal con un coeficiente de fricción 0.43

**Solución: 165 tpd y 303 rpm**

4. Se realizó la compra de una trituradora giratoria con un tamaño de 33 x 55 pulgadas para aceptar un tamaño de alimentación de 68 cm. Los ajustes a las variables de operación que se realizaron a la descarga del conjunto abierto de 10.2 cm y una velocidad de 175 rpm. Se pide calcular la capacidad para una relación de trituración de 4:1 para triturar mineral de hierro. Si se realizara un ajuste al OSS a 12.7 cm. ¿Cuál sería la capacidad de la trituradora en ambos casos?

**Solución: 1.23 t/h y 1.79 t/h**

## REFERENCIAS

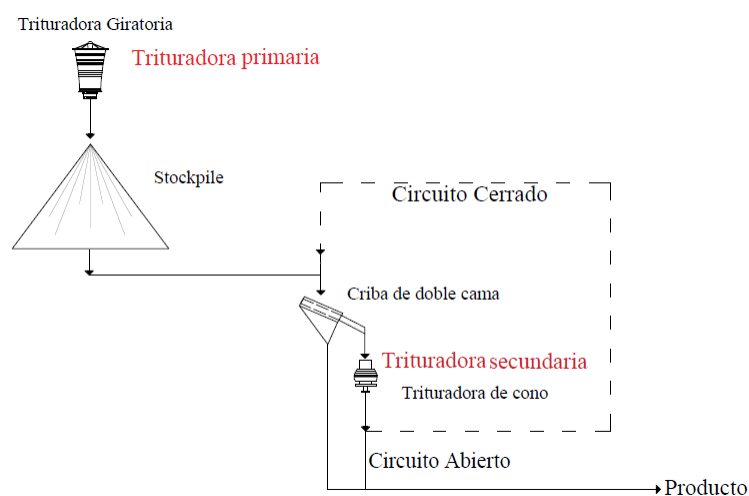
- Burroughs C. (1991). *Materials Beneficiation* (pp. 13-15). Springer- Verlag.
- Citic Heavy Industries (2015). *Gyratory Crusher*.
- FLSmith (Fuller Traylor). *FFE Minerals*.
- Fueyo L. (1999). *Equipos de Trituración, Molienda y Clasificación* (pp. 28-29) 2a ed. Rocas y Minerales.
- Gauldie K. (1954) *The Performance of Jaw Crusher*. *Engineering* (pp. 456 - 458)
- Gonzalez A.(1977). *Manual Tecnológico del cemento* (p. 37). Editores Técnicos Asociados S.A.
- Gupta A. y Yan D. (2016). *Mineral Processing Design and Operations* (pp. 123 -152) 2a ed. Elsevier B.V.
- Metso Minerals (2003). *Gyratory Crusher Superior*. Brochure
- Metso Minerals (2014). *Crushing and Screening Handbook* (pp. 19 – 23). Brochure No. 2051-02-14.
- Motz J. (1978). *Crushing*. En Mular A. y Bhappu R (Eds.). *Mineral Processing Plant Design* (pp. 207 -208). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME.
- Ronald W. (2002). *Selection and sizing of primary crushers*. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control* (pp. 588 - 589). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Superior McCully (1956). *Gyratory Crusher Allis-Chalmers Co.*
- Taggart A. (1945). *Handbook of Mineral Dressing* (pp. 4-04 – 4-15) Wiley Engineering Handbook Series.
- Thyssenkrupp (KB 63 -75) *Instrucciones de Ensamble y Operación de la trituradora giratoria KB 63-75*.
- Weiss N. (1985). *Comparison of primary jaw and gyratory crushers*. En Weiss N. L. (Ed.), *Mineral Processing Handbook* (pp. 3B-46 – 3B - 49). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME.
- Westerfeld S. (1985). *Gyratory Crushers*. En Weiss N. L. (Ed.), *Mineral Processing Handbook* (pp. 3B-28 – 3B - 45). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME.
- Wills B. (1985). *Mineral Processing Technology* (pp. 154- 159). 3a ed. Pergamon Press.
- Wills B. y Finch J. (2016). *Mineral Processing Technology* (p. 119-122) 7a ed. Elsevier B.V.

Ver, [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.4 el Material 4. Excavating the First Underground Gyratory Crusher at the Deep Mill Level Zone Mine](#) se muestra un artículo complementario que muestra la implementación de las trituradoras de giratorias en el interior mina y en el [Material 5. Intregation of gyratory crusher liner wear and operational perfomance for better Crusher manageent](#) se muestra un artículo complementario en donde se trata el desgaste que sufren los de estos equipos de trituración acompañado con un análisis de su producción, consumo de energía y potencia.

### 3.5 TRITURADORAS SECUNDARIAS Y TERCIARIAS

El término secundaria y segunda etapa de trituración se utilizan para referirse a la etapa de trituración que sigue inmediatamente después de la trituradora primaria tomando todo o una fracción del producto de la etapa de trituración primaria. La alimentación del material puede ser de forma directa mediante bandas transportadoras desde la descarga de la trituradora primaria o utilizando una instalación de almacenamiento (Allis Minerals, 1953).

La trituración secundaria puede ser en un circuito abierto o cerrado en los casos en que el mineral es muy duro o en casos especiales donde la relación de reducción debe mantenerse por debajo de 7:1. En la Figura 3.5-1 se tiene un circuito de trituración donde se pueden observar dos etapas de trituración.



**Figura 3.5-1** Circuito de trituración con dos etapas. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

Como el tamaño de alimentación es más pequeño que las trituradoras primarias es fácil manejar mediante sistemas de transporte no tan robustos y la alimentación es constante. Este tipo de trituradoras tienen una construcción menos robusta porque no se alimentan grandes fragmentos en promedio el tamaño de alimentación es de 6 a 3 pulgadas de diámetro. Sin embargo, tienen un mayor desgaste que las primarias por tonelada triturada porque trabajan para obtener un producto más fino.

En los circuitos de trituración se utiliza una trituración secundaria para producir un producto intermedio en circuito abierto o final en circuito cerrado dependiendo del proceso de beneficio. En la actualidad en minas polimetálicas su principal tarea es reducir el mineral a un tamaño adecuado para el proceso de molienda. En algunos casos el producto de las trituradoras secundarias se lleva a tolvas de finos, con el fin de tener suficiente mineral para su tratamiento y mantener la planta operando de manera continua. La alimentación a la trituradora secundaria depende de la capacidad de la trituradora primaria cuando no se tiene una instalación de almacenamiento.

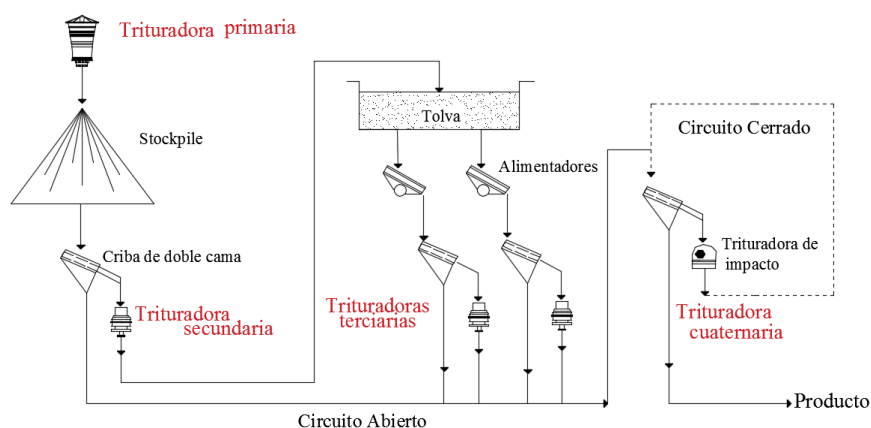
Para obtener un mejor rendimiento de la trituradora secundaria por lo regular se instala una criba en la alimentación para separar las partículas que desde la trituración primaria cumplen con el tamaño del producto. Normalmente las trituradoras secundarias suelen estar dispuestas en serie con las primarias, por tanto deben ser capaces de manejar un ritmo de producción similar.

Dentro de esta familia de trituradoras secundarias la trituradora de cono estándar han sido seleccionadas para cumplir con esta segunda etapa de trituración. Otras alternativas son las trituradoras de rodillos. Para seleccionar el tamaño y tipo de trituradora secundaria se deben de considerar tres factores:

1. Capacidad.
2. Tamaño de alimentación.
3. Tamaño del producto.

El término terciario se utiliza para hacer referencia no solo a las trituradoras que cumplen con una tercera etapa de trituración, sino que abarca un sentido amplio englobando a todas las trituradoras que se encuentran después de las secundarias.

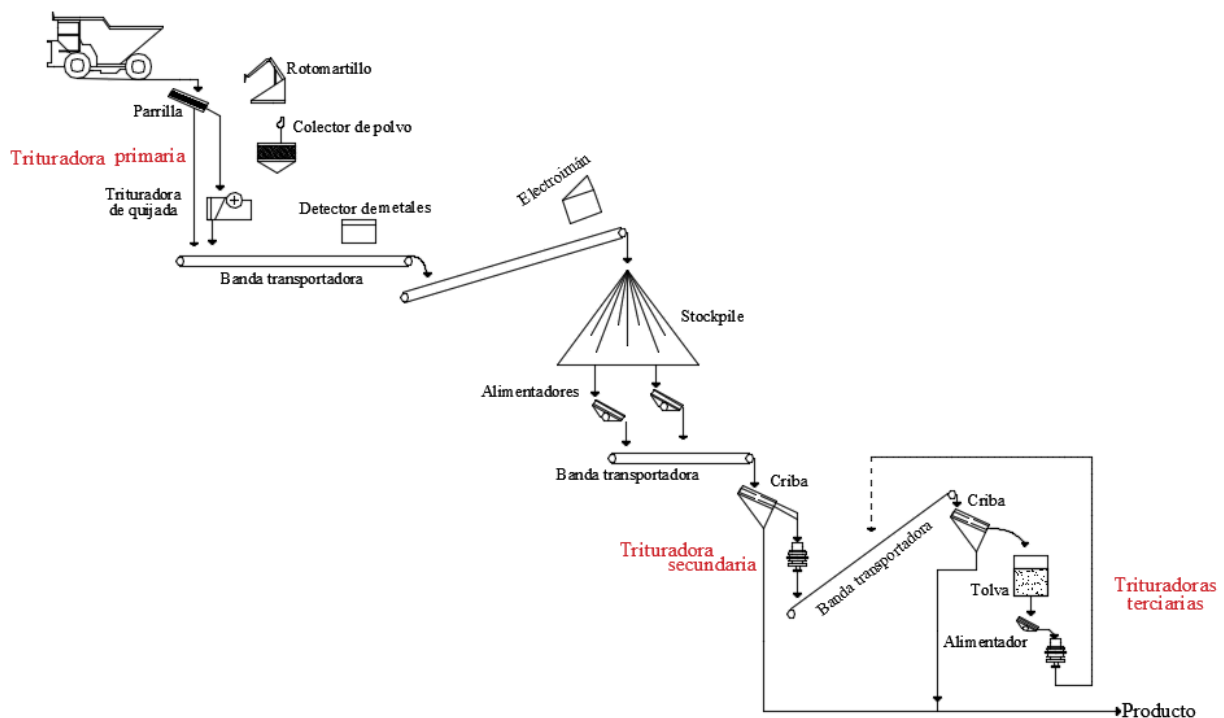
En la trituradora terciaria el tamaño de alimentación llega a ser de 37 mm para obtener un tamaño en el producto de 3 a 25 mm, en cuanto a las trituradoras cuaternarias se tiene un tamaño del producto hasta de 0.074 mm que es equivalente a 200 mallas. Para proyectos de procesamiento de minerales las trituradoras que se utilizan en una tercera etapa de trituración son los equipos de cono de cabeza corta. Para obtener un mayor rendimiento de las trituradoras de cono terciarias estas operan en circuito cerrado con cribas en su alimentación para separar el material que cumple con un tamaño fino y se transporte a una tolva de finos, mientras que el material grueso se recircula. Las trituradoras de cono han sido aplicadas a circuitos de trituración de tres etapas para proporcionar una alimentación más fina al proceso de molienda. La etapa cuaternaria se incluye en procesos en los que se requiere un producto fino y seco para lo cual se han utilizado trituradoras de rodillo y trituradoras de impacto. Su aplicación está en la industria de agregados pétreos y en algunas operaciones de lixiviación en pilas. En la Figura 3.5-2 se muestra un ejemplo de un circuito de trituración el cual abarca hasta una trituración cuaternaria para lograr el producto deseado.



**Figura 3.5-2** Circuito de trituración con tres etapas. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

Los circuitos de trituración secundaria y terciaria resultan difíciles de diseñar cuando se requiere de un circuito cerrado. Existen diversas opciones de equipos y cada uno tiene diferentes requisitos para su instalación y mantenimiento, entre los equipos auxiliares que podemos encontrar en estos circuitos son bandas transportadoras, cribas, alimentadores, electroimanes, pesómetros, muestreadores y tolvas.

Debido a la demanda de equipos en el diseño de los circuitos que involucran una segunda, tercera y hasta una cuarta etapa de trituración, el ingeniero encargado del diseño debe de configurar el equipo y las estructuras necesarias en el diseño para obtener un circuito que sea estable. Las cribas, alimentadores, pilas de almacenamientos, tolvas, bandas transportadoras, electroimanes y las trituradoras deben ser interconectados con estructuras y edificaciones que garanticen la economía del diseño. Un circuito de trituración abierto es más fácil de diseñar que un circuito cerrado porque tienen menos equipos y estructuras. En la Figura 3.5-3 se muestra un circuito de trituración de tres etapas en conjunto con los equipos e instalaciones auxiliares.



**Figura 3.5-3** Circuito de trituración y equipos auxiliares. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

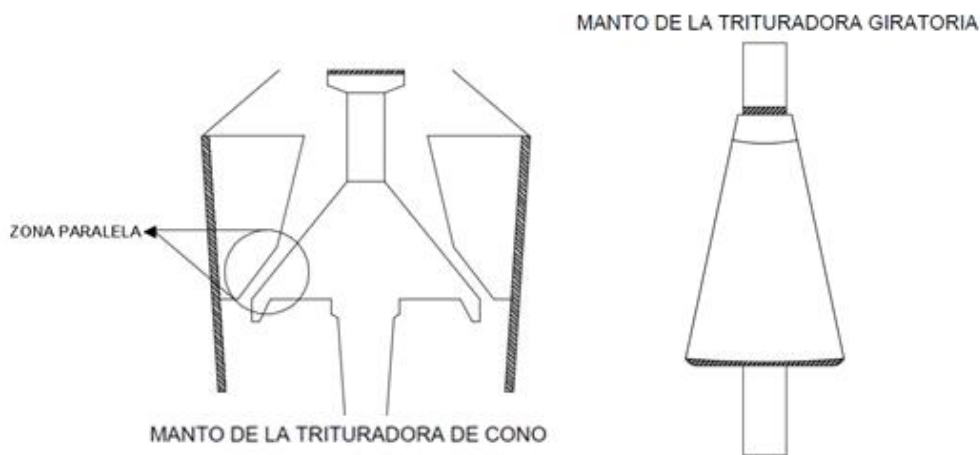
En el diseño de circuitos de trituración, molienda y concentración deben de equilibrarse la inversión y los costos operativos tomando como margen la vida útil de la mina. Las edificaciones, infraestructura y equipos representan los elementos de mayor costo. El ingeniero encargado del diseño debe adaptarse a los criterios de diseño establecidos por las pruebas metalúrgicas, circulación del material y equipos seleccionados tratando de obtener la configuración que garantice una correcta operación y sea rentable para la unidad minera. Es importante mencionar que los circuitos de trituración y los equipos auxiliares no han cambiado a lo largo del tiempo por lo tanto la mejor manera de diseñar una planta es mantener la simplicidad. El hecho que los equipos no hayan cambiado se debe a que los mecanismos de trituración se han mantenido, la mayoría de los avances que se tienen son en la automatización de las plantas de beneficio y un aumento en la capacidad de los equipos. Que los equipos se mantengan vigentes no significa que el diseño que funciona en una planta funcione de igual forma en una fracción de un circuito o en su totalidad en otra unidad minera.



### 3.5.1 DISEÑO DE TRITURADORAS DE CONO

Las trituradoras de cono tienen un principio de funcionamiento similar a las trituradoras giratorias con ciertas diferencias:

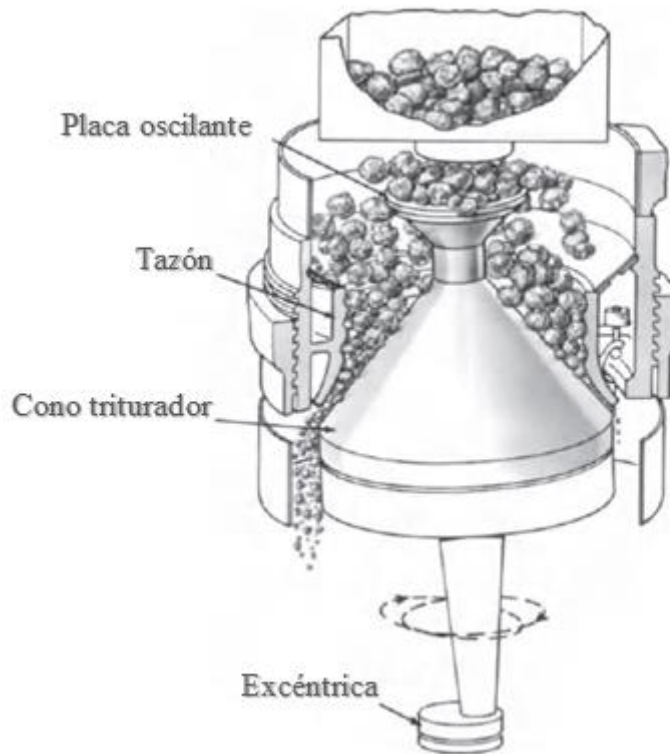
1. El cono interior no está suspendido de una araña, sino que se encuentra apoyado en un balero.
2. El eje principal es más corto y gira mediante una excéntrica colocada en un rodamiento por debajo del cono giratorio.
3. La velocidad en las trituradoras de cono es de 600 – 800 rpm en promedio.
4. Otro cambio notable es la acción aplastante del manto. En una trituradora giratoria la zona de choque ocurre en la parte inferior del manto. El ángulo más agudo del manto en las trituradoras de cono coloca la zona de choque en la zona paralela, esto da como resultado una trituración a lo largo de la cámara de trituración de manera constante.
5. El producto de una trituradora giratoria está dado por la abertura inferior entre el manto y los cóncavos, cuando el conjunto se encuentra abierto un porcentaje de material pasa a través de la abertura de descarga sin ser trituradas debido a la velocidad de giro. Con la trituradora de cono se tiene una superficie de giro mayor y una zona de choque con dos superficies paralelas. El conjunto tiene mayor velocidad de giro por lo tanto es muy poco probable que el mineral pase a través de la “zona paralela” sin ser golpeada al menos una vez por el cono triturador. En la Figura 3.5-4 se esquematizan las diferencias entre las trituradoras de cono y las giratorias, tomando como referencia el eje principal.



**Figura 3.5-4** Diferencias entre las trituradoras de cono y trituradoras giratorias.

6. El cono estacionario exterior se ensancha en la parte inferior al igual que el cono interior, permitiendo una superficie paralela con un ángulo de pellizco agudo generando una mayor área de descarga y una acción de trituración mayor expresado en una mayor capacidad.
9. Las trituradoras de cono tienen una relación de trituración hasta de 7:1.

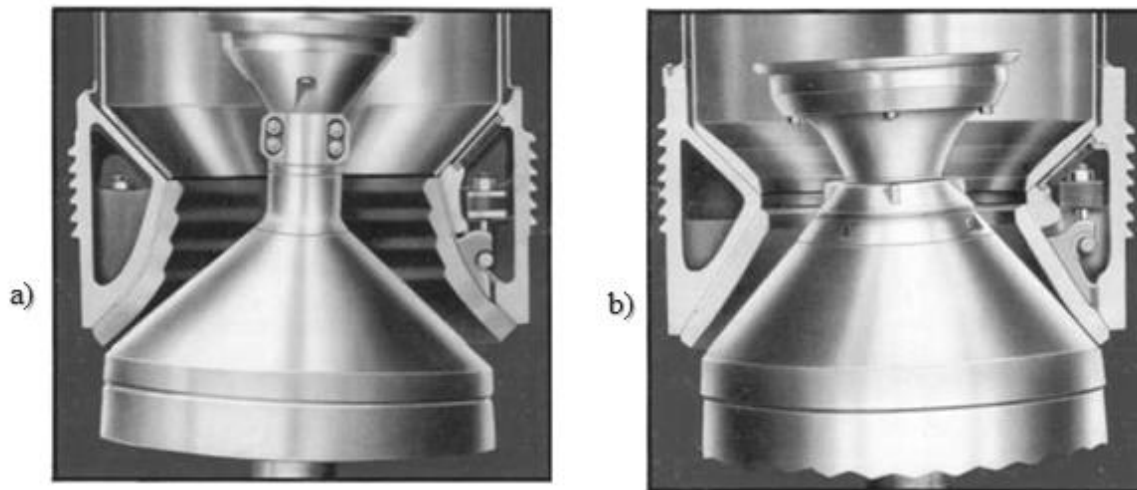
En estas trituradoras el cono fijo se conoce como tazón, algunas trituradoras tienen una placa oscilante en la parte superior con el objetivo de distribuir la alimentación de manera uniforme en la periferia de la cámara de trituración. En la Figura 3.5-5 se muestran los componentes principales de las trituradoras de cono.



**Figura 3.5-5** Sección transversal de una trituradora de cono. Adaptado de Burroughs (1991).

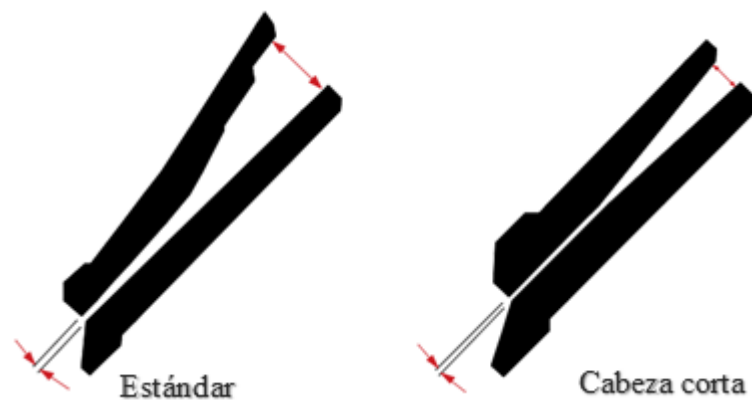
Las trituradoras de cono Symons fueron de las primeras trituradoras en operación. Estos equipos se fabrican en dos tipos (1) estándar para trituración secundaria y (2) cabeza corta para etapas terciarias. Las dos construcciones antes mencionadas difieren principalmente en la forma de la cámara de trituración (Burroughs, 1991).

La de cabeza corta tiene un ángulo más pronunciado en las superficies de desgaste, una excéntrica más larga y una abertura de alimentación más estrecha. Las trituradoras de cono estándar tiene sus revestimientos “escalonados” por lo tanto entrega un producto de mayor tamaño que la de cabeza corta, y también acepta un tamaño mayor de alimentación normalmente trabaja en circuitos cerrados (Figura 3.5-6).



**Figura 3.5-6** Tipos de construcciones de las trituradoras de cono a) Cabeza estándar y b) Cabeza corta. Tomado de Burroughs (1991).

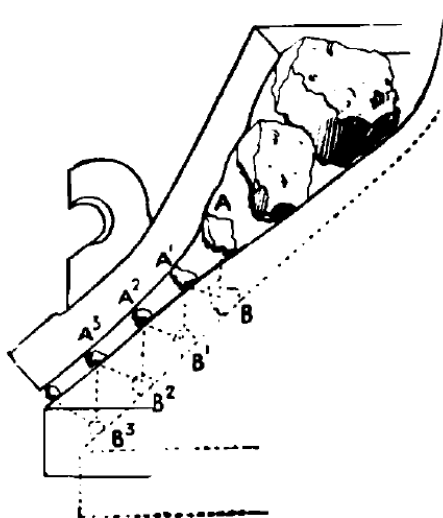
La zona o sección paralela entre los conos en la descarga es una característica de todas las trituradoras de cono y se incorpora para mantener un estrecho control sobre el tamaño del producto garantizando que el material que pasa a través de esta zona y reciba más de un impacto del cono triturador. En la Figura 3.5-7 se muestra la zona paralela de una trituradora de cono estándar y una cabeza corta (Wills y Finch, 2016).



**Figura 3.5-7** Zona paralela de las trituradoras de cono.

El cono exterior (tazón) se mantiene en su posición mediante un arreglo de resortes o un mecanismo hidráulico. Estos sistemas hacen que el tazón se desplace en caso que pedacería metálica ingrese a la cámara de trituración permitiendo su paso evitando dañar. El objetivo de la construcción de las trituradoras de cono y su operación es retener el material por más tiempo en la cámara de trituración para realizar un mayor trabajo.

Al entrar a la cámara de trituración en la zona paralela las partículas deben pasar a través de la longitud de la cámara, en la Figura 3.5-8 se muestra como una partícula es procesada a través de la cámara de trituración, la línea punteada marca el retroceso y la línea continua el acercamiento de las placas. Se observa como la partícula conforme avanza en la cámara de trituración cuando es triturada hasta llegar al tamaño del producto deseado. La partícula es impactada en una primera posición (A) para obtener un nuevo tamaño en la posición (B), posterior se tiene un segundo impacto ( $A^1$ ) como resultado se tiene un tamaño de partícula en la posición ( $B^1$ ) de esta manera se lleva a cabo la trituración hasta la posición ( $B^3$ ) donde se obtiene el producto deseado (Flavel et al., 1985).



**Figura 3.5-8** Proceso de trituración en la cámara de una trituradora de cono. Tomado de Weiss (1985).

Las trituradoras de cono en la actualidad ofrecen altas capacidades, un producto homogéneo y un mejor rendimiento por tonelada procesada. En los últimos años, las trituradoras de cono soportadas mecánicamente por resortes han sido reemplazadas por un sistema de suspensión hidráulica que protege a la trituradora automáticamente cuando se alimenta basura metálica y se tienen condiciones de sobrecarga.

La cantidad de material triturado durante su procesamiento dependerá de su dureza, tamaño de alimentación, competencia mecánica y características de la cámara de trituración como su velocidad y carrera. El tamaño de la trituradora depende de la tarea a cumplir, la gama de tamaños disponibles varía aproximadamente de 2 a 10 ft y su peso va de 5 a 200 toneladas cortas (Burroughs, 1991).

Motz (1978) indica que las trituradoras de cono estándar se utilizan como una trituradora secundaria en circuito abierto. El ancho de la garganta permite que la trituradora de cono estándar se adapte al producto obtenido por la trituración primaria. La abertura de alimentación y rangos de tamaño del producto para diferentes modelos de cono estándar son:

- Abertura máxima de alimentación 25 pulgadas.
- Tamaño promedio del producto es de 4 pulgadas a  $\frac{3}{4}$  de pulgada.
- Relación de trituración de 3:1 a 7:1.

Para cumplir con los requisitos del tamaño de alimentación y producto deseado la trituradora estándar puede equiparse con diferentes diseños de cóncavos para generar una trituración gruesa, mediana o fina.

Las trituradoras de cono de cabeza corta son utilizadas en circuito cerrado. Su diseño permite que se empleen para etapas de trituración terciaria o cuaternaria, pero la amplia gama de cóncavos disponibles permite su uso como trituradora secundaria. La abertura de alimentación y tamaño del producto promedio para los diferentes modelos de cabeza corta son:

- Abertura máxima de alimentación 10 pulgadas.
- Tamaño promedio de los productos 1 pulgada a 1/8 de pulgada.
- Relación de trituración máxima 3:1 a 5:1.

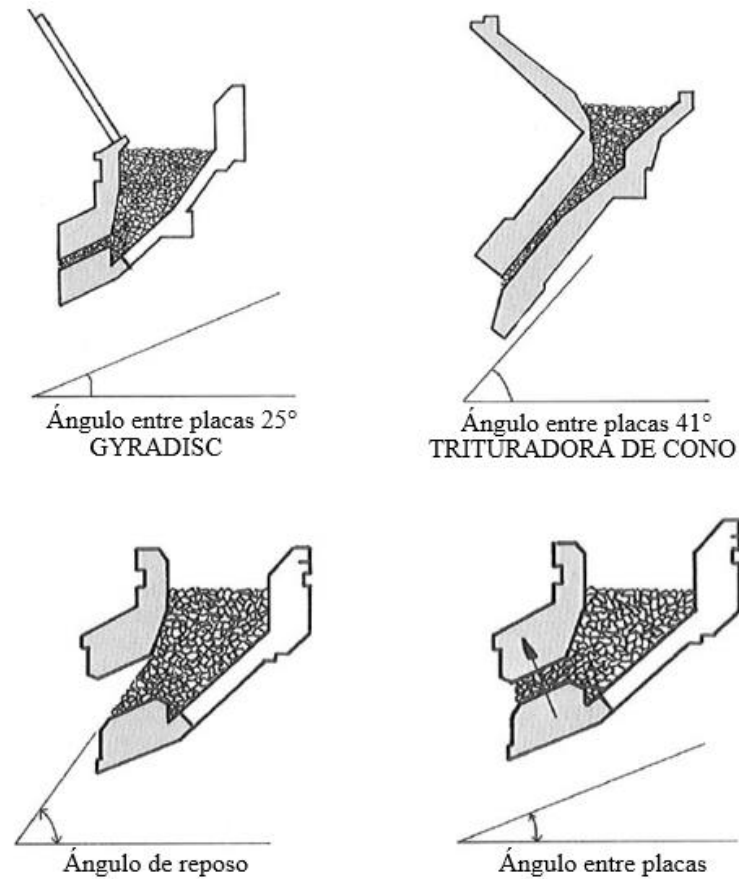
Las trituradoras conocidas como Gyradisc o Gyrasphere se desarrollan por diversos fabricantes como Symons, Telsmith y Nordberg. Esencialmente estas trituradoras se utilizan en operaciones para una cuarta etapa de trituración.

El tamaño de alimentación máximo para estos equipos es de 3 pulgadas a 1 ¼ pulgada y el tamaño promedio de los productos es de ½ pulgada a 20 mallas. La relación de trituración es menor a 2:1 por la gran carga circulante que genera este equipo.

El Gyradisc son equipos de trituración especiales, están diseñados para producir de manera económica grava y arenas. Difieren de las trituradoras de cono convencional por su mecanismo de trituración que se logra mediante un proceso denominado “trituración entre partículas” este principio combina el impacto y desgaste entre partículas.

Las partículas se distribuyen de forma radial por el distribuidor giratorio y se alimentan a la cámara de trituración entre el cono fijo y el móvil. Como el ángulo entre placas es más bajo que el ángulo de reposo del material las partículas no fluyen por gravedad. En la Figura 3.5-9 se muestra las diferencias en la zona paralela y un Gyradisc.

El movimiento del manto triturador hace que el material avance hacia la descarga, creando así un alto porcentaje de finos debido al número de giros, la trituración se lleva a cabo cuando una partícula esta sobre otra. El ajuste de las placas de la trituradora no es el único control de tamaño del producto, también el lecho de material donde se lleva a cabo la trituración controla el tamaño del producto, solo las partículas que puedan pasar a través de los huecos generados por la aglomeración en el fondo de la cámara forman parte del producto.

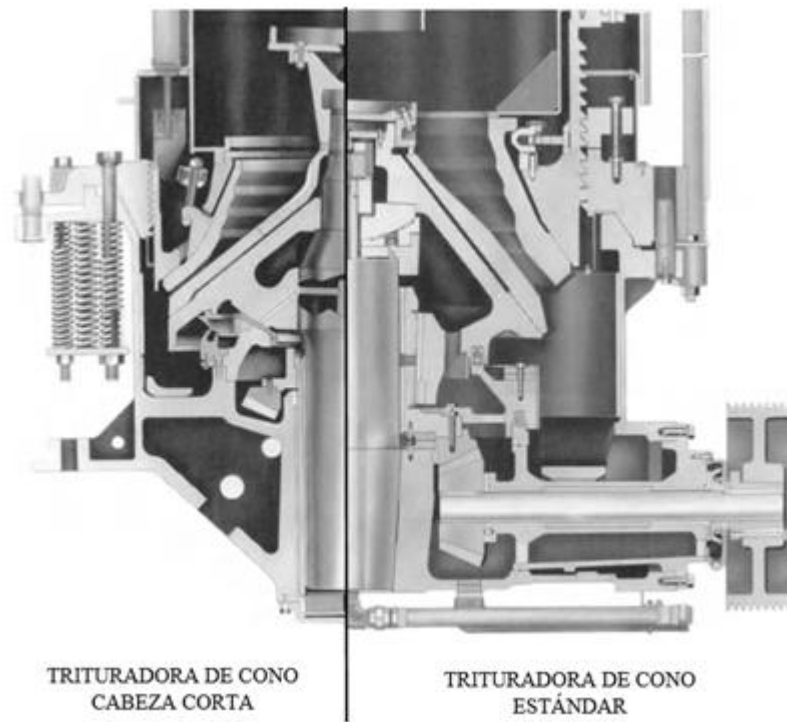


**Figura 3.5-9** Diferencias en la zona paralela. Tomado de Gyradisc Crusher Renox (1988)

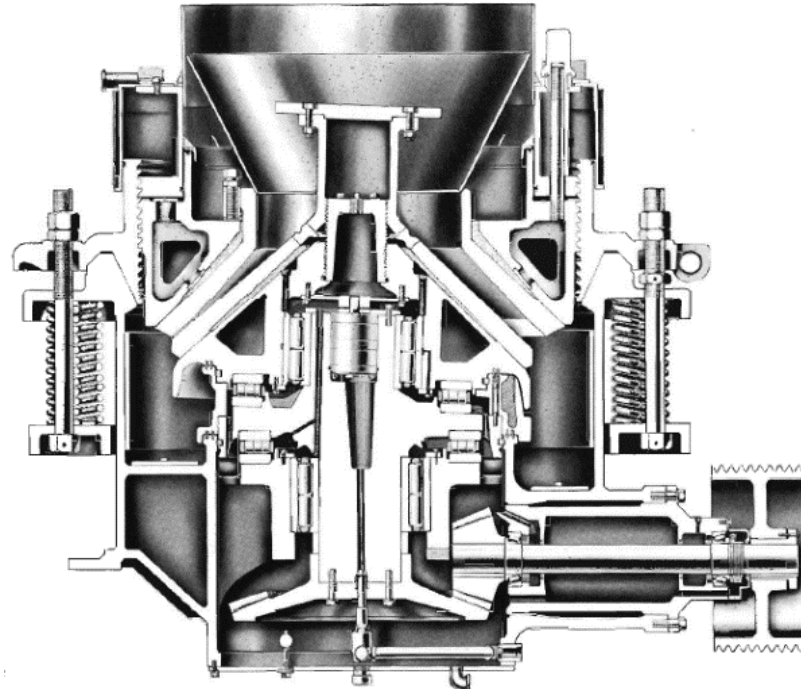
Las trituradoras de cono tienen diversas configuraciones, los fabricantes tienen una gama de trituradoras de diferentes tamaños y potencias. Cada fabricante tiene sus propias características de diseño y en función de estas variables se debe seleccionarse el equipo.

Flavel et al. (1985) mencionan que al considerar el proceso de trituración que tiene lugar en las trituradoras de cono pueden clasificarse en dos tipos:

- 1) Ancho de la excéntrica grande y cámara corta con un eje voladizo que soporta al manto como los diseños de cono estándar y cabeza corta Hydrocone mostrados en la Figura 3.5-10.
- 2) Eje de la excéntrica largo, cámara corta equipada con un cojinete en la parte superior como el caso de la Gyradisc Figura 3.5-11.



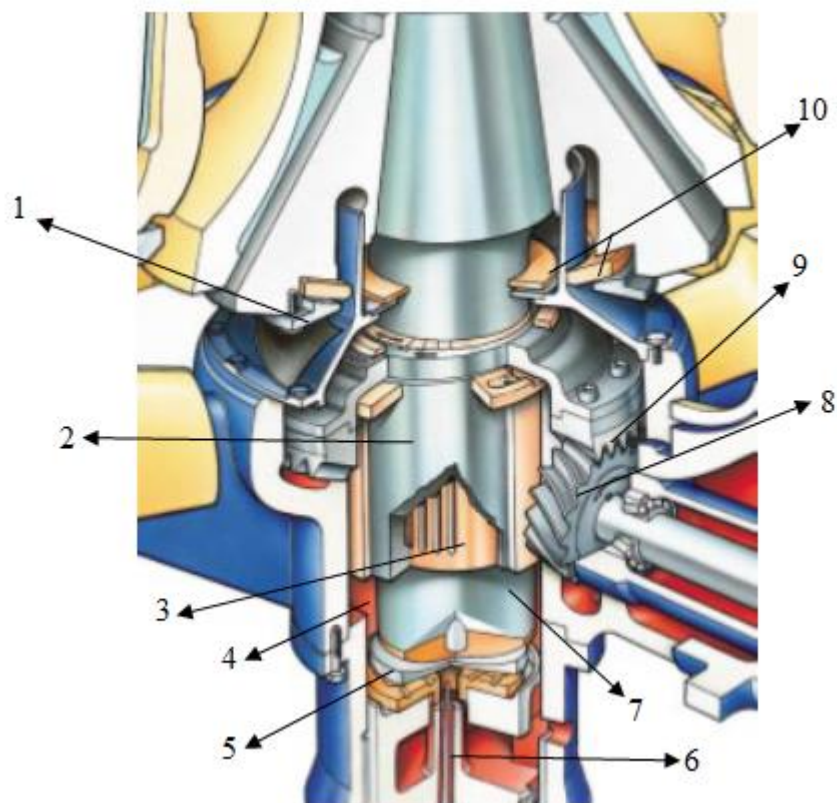
**Figura 3.5-10** Trituradoras de cono secundaria y terciaria. Adaptado de Hydrocone Línea FACO (1994).



**Figura 3.5-11** Sección transversal de una Gyradisc. Tomado de Weiss (1985).

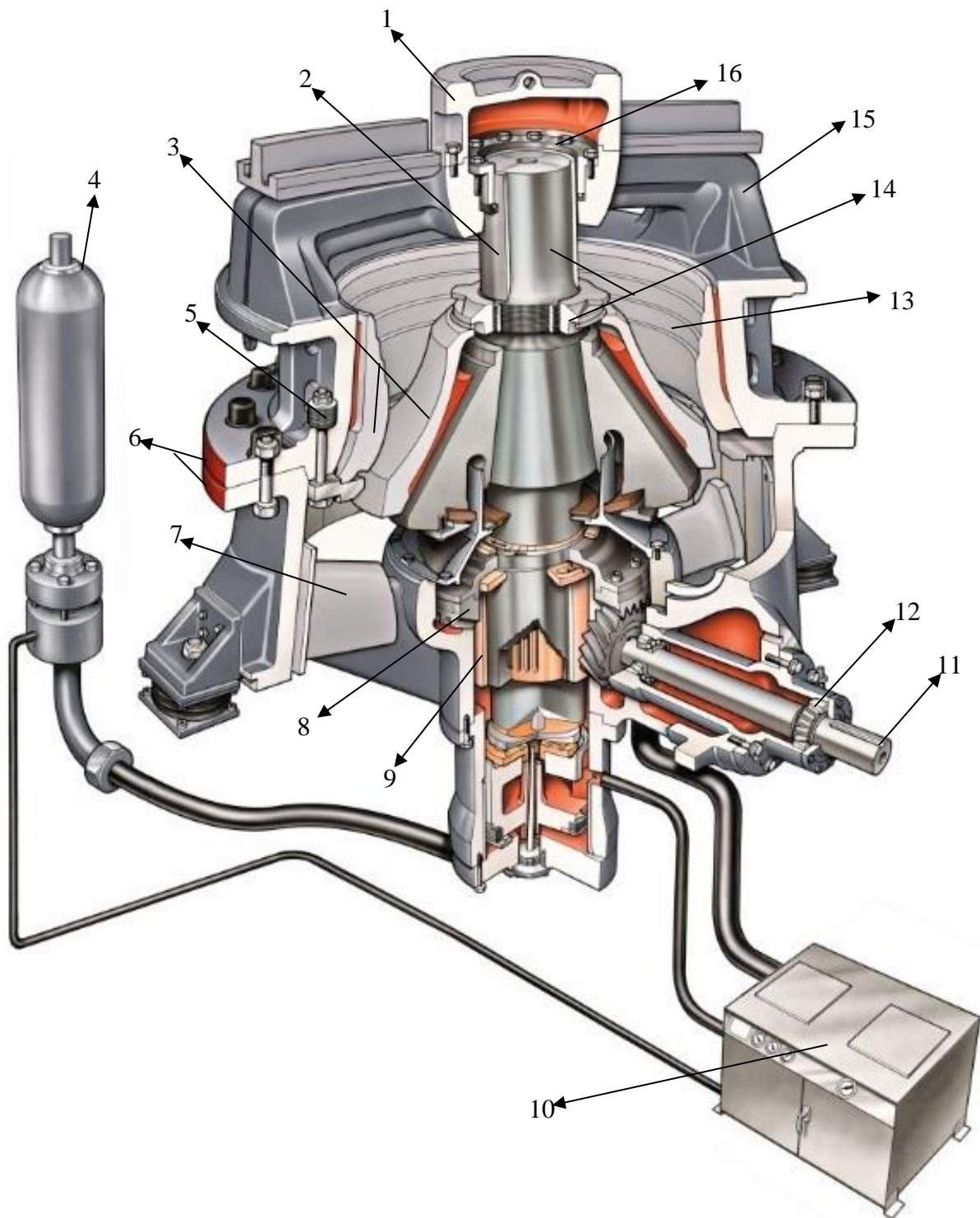
La trituradora de cono es una trituradora giratoria modificada es por eso que comparte muchos términos y semejanzas en su construcción. La diferencia esencial es que el eje central es más corto y no está suspendido, este se apoya en un rodamiento universal por debajo de la cabeza giratoria o manto. Al igual que las trituradoras giratorias el movimiento se transmite al eje por medio de un sistema de engranaje en el excéntrico y un piñón biselado. El eje sigue una trayectoria excéntrica durante cada ciclo de rotación.

Los principales componentes de la trituradora de cono son: tazón, manto, piñón, corona de engranaje, cojinete de empuje, eje principal, coraza, sistema de liberación, placa de distribución y sistema de lubricación. En la Figura 3.5-12 se representan el conjunto del excéntrico y el piñón, en la Figura 3.5-13 se señalan los componentes principales de una trituradora de cono.



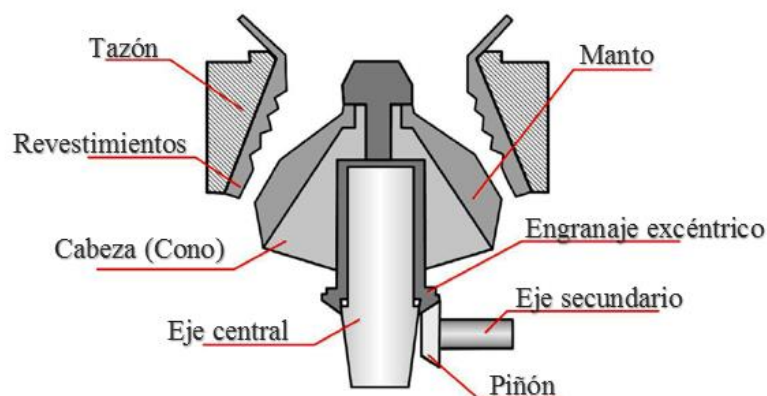
**Figura 3.5-12** Componentes del conjunto de la excéntrica. Leyendas: (1) Placas de desgaste de acero al manganeso para la protección de la carcasa, (2) Eje principal, (3) Casquillo de bronce, (4) Buje inferior, (5) Platillo de apoyo (bronce), cojinete de apoyo (acero) y platillo de desgaste del pistón (bronce), (6) Sistema de acción hidráulica para el control de la altura del cono, (7) Excéntrica, (8) Piñón, (9) Rodamientos cilindros de la excéntrica, (10) Sello de polvo. Adaptado de Hydrocone (Sandvik Rock Processing).





**Figura 3.5-13** Componentes de una trituradora de cono. Leyendas: (1) Araña, (2) Buje superior , (3) Revestimiento superior e inferior, (4) Acumulador, (5) Sistema de ajuste de la abertura de descarga, (6) Carcasa superior e inferior , (7) Brazos de la carcasa inferior, (8) Engranajes endurecidos para una operación silenciosa, (9) Manga de la excéntrica, (10) Sistema de lubricación externa, (11) Eje secundario, (12) Rodamientos del eje secundario, (13) Diseño de la cámara de trituración revestimientos escalonados, (14) Eje principal y anillo de ajuste, (15) Brazos de protección de la abertura de alimentación, (16) Lubricación del buje cabezal . Adaptado de Sandvik (2015).

El dimensionamiento de las trituradoras de cono esta dado por el diámetro del cono interior, en algunos casos se puede clasificar por el consumo de energía, por ejemplo, el Metso MP1000 se refiere a 1,000 HP y la Smith XL2000 se refiere a 2,000 HP. Al aumentar el consumo de energía se tiene un aumento en las revoluciones por minuto del eje principal. Uno de los equipos más grandes es el Metso MP2500 con una capacidad de 3,000 a 4,500 tph. Otros fabricantes como Allis-Chalmers dimensiona sus equipos con la abertura de alimentación y el diámetro del cono, es decir una trituradora 784 Hydrofine la primera cifra hace referencia a una abertura de alimentación de 7” y la segunda cifra indica un diámetro de 84”. En la Figura 3.5-14 se ejemplifica una sección de una trituradora de cono y se observa su similitud con las trituradoras giratorias.



**Figura 3.5-14** Sección de una trituradora de cono. Adaptado de Wills y Finch (2016).

**Coraza:** Hace referencia a la carcasa del tazón, el manto y la carcasa de la plataforma del eje principal. Estas componentes constituyen la estructura de soporte de la trituradora.

Todas las piezas y ensambles de la coraza, excepto el sistema del piñón que puede retirarse desde la parte superior resultando efectivo y práctico para el mantenimiento del equipo eliminando tiempo muerto. El conjunto del tazón se puede extraer fácilmente del anillo de ajuste que lo enrosca para el cambio de los revestimientos o remover el manto y el eje principal.

El tazón se puede girar a nuevas posiciones para tener un desgaste igual en la periferia y prologar la vida de los revestimientos. Estas condiciones de la trituradora de cono hacen que las piezas de desgaste y los trabajos de mantenimiento se realicen sin la necesidad de trabajar por debajo del equipo. Este diseño permite realizar un trabajo seguro y reduce los costos de instalación y mano de obra.

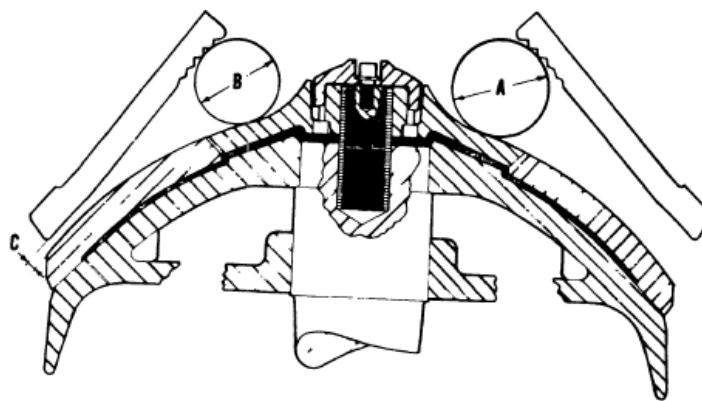
**Cámara de trituración:** Está conformada por el cono móvil y el fijo.

**Zona paralela:** Es la relación más estrecha durante el ciclo a lo largo de la longitud de la cámara de trituración, los revestimientos del tazón como del manto quedan paralelos entre sí.

**Abertura de alimentación (Sección cerrada):** Es la distancia más pequeña entre las secciones superiores entre el cono móvil y fijo, medida cuando se encuentran en su más estrecha relación durante el ciclo, señalado con la letra “B” en la Figura 3.5-15 se observa una partícula con este diámetro a través de su abertura.

**Abertura de alimentación (Sección abierta):** Es la distancia más ancha entre las secciones de los conos medida cuando se encuentran en su más alta relación durante el ciclo. La abertura de alimentación (sección abierta) se relaciona con el tamaño de alimentación máximo. El material que se alimente no debe de exceder la abertura de alimentación de la sección abierta. Señalado con la letra “A” en la Figura 3.5-15, se observa una partícula con este diámetro a través de esta sección, en este esquema “A” sería el tamaño máximo de alimentación.

**Diámetro de descarga:** Es la distancia entre las secciones inferiores del manto y el cóncavo, medida en el punto donde estos dos componentes se encuentran en la zona más estrecha durante el ciclo. Este diámetro de descarga regula el tamaño del producto, en la Figura 3.5-15 se muestra el diámetro de la descarga con la letra “C”. Estos tres parámetros con las letras “A”, “B” y “C” son señalados en los manuales de los fabricantes para determinar la capacidad del equipo y realizar una correcta selección.

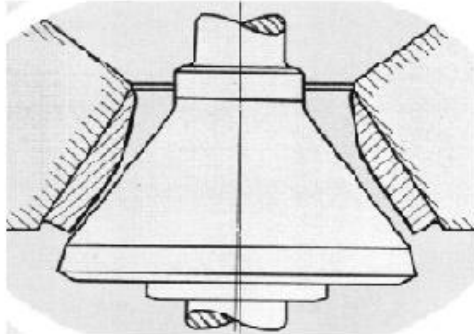


**Figura 3.5-15** Abertura de alimentación con sección cerrada y abierta. Tomado de Gyrasphere Crusher 48s (Telsmith).

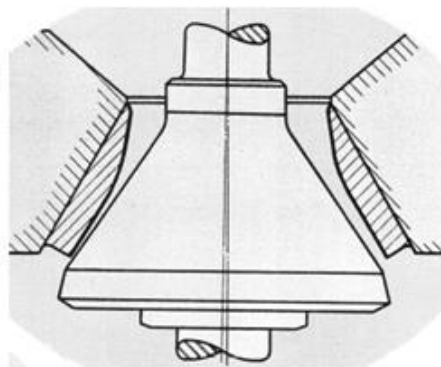
**Eje principal:** El eje principal este forjado de acero de alto carbono para resistir grandes esfuerzos. La parte inferior del eje está equipada con un cojinete de bronce y en la parte superior es estrecho para ajustarse al centro del manto donde se tiene otro cojinete para soportar los grandes esfuerzos que se generan.

**Manto:** Es una superficie de desgaste reemplazable, está hecho regularmente de acero al manganeso y se mantiene en su lugar con una tuerca de cabeza que se ajusta automáticamente en cada giro, en algunos equipos la parte superior del manto es sometida a un proceso de cincado.

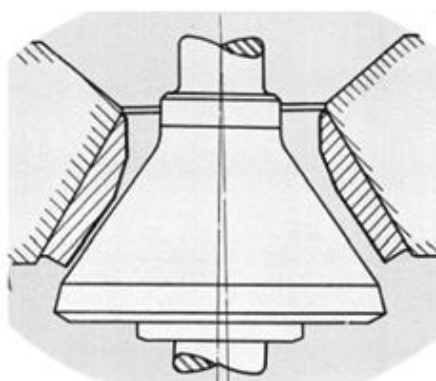
**Cóncavo:** Es la superficie estacionaria encargada de la trituración y se construye en tres tipos en función del tamaño del producto grueso, medio y fino. Los revestimientos superiores e inferiores son de acero al manganeso que le otorga una vida larga. Las configuraciones de los cóncavos conforman diferentes cámaras de trituración para las necesidades de cada operación. En las siguientes figuras se esquematizan las tres cámaras de trituración básicas: Figura 3.5-16 gruesos, Figura 3.5-17 medios y Figura 3.5-18 finos.



**Figura 3.5-16** Cámara de trituración para gruesos. En esta cámara de trituración se tiene el mayor tamaño de alimentación, se utiliza normalmente en circuitos abiertos. En promedio, el 60% del producto es menor que la abertura del producto del conjunto cerrado. Tomado de Hydrocone Línea FACO (1994).



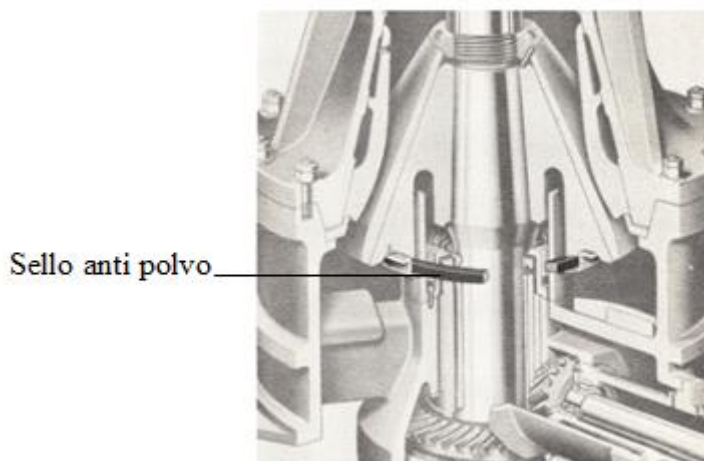
**Figura 3.5-17** Cámara de trituración para medios. Se utiliza para circuitos cerrados para la obtención de productos de granulometría media. En promedio, el 68% del producto es menor que la abertura del conjunto cerrado. Tomado de Hydrocone Línea FACO (1994).



**Figura 3.5-18** Cámara de trituración para finos. Es apropiada para la obtención de fino siendo utilizada en circuitos cerrados. En esta cámara en promedio, el 75% del producto es menor a la abertura del conjunto cerrado. Tomado de Hydrocone Línea FACO (1994).

**Sello anti polvo:** El sello contra el polvo es un anillo impregnado de grafito y lubricado en la carcasa del manto. Está diseñado para garantizar el giro del eje principal y el manto evitando la fricción y desgaste prematuro. En algunos casos el equipo está equipado con ductos para introducir aire a baja presión dentro del sello para una protección adicional.

La exclusión del polvo y la suciedad del mecanismo son importantes desde el punto de vista del mantenimiento. Para lograr esto las trituradoras están equipadas con un sello de anti polvo ligero. En la Figura 3.5-19 se encuentra sombreado el sello anti polvo para ubicarlo en una trituradora de cono.



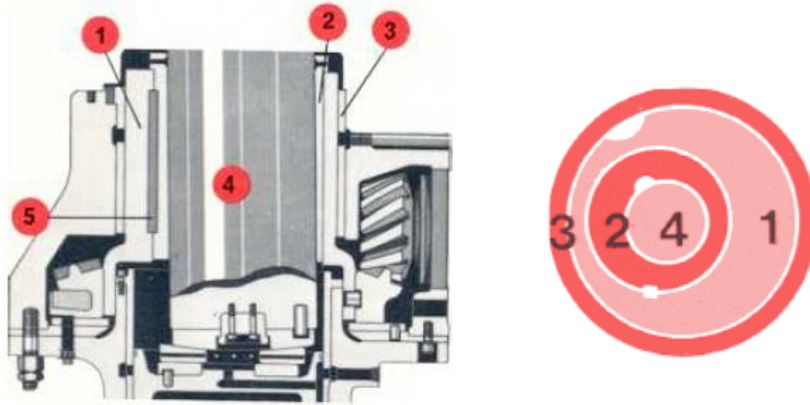
**Figura 3.5-19** Sello anti polvo en las trituradoras de cono. Adaptado de Hydrocone Línea FACO (1994).

**Excéntrica, engranaje y eje del piñón:** La excéntrica está hecha de acero de alto carbono y está equipada con un eje (casquillo) de bronce en su interior, los giros de la excéntrica se realizan sobre una base de acero en el fondo sobre el cual está soportado. Al igual que la trituradora giratoria el ancho de la excéntrica se puede cambiar instalando diferentes mangas. El engranaje está construido de acero de alto carbono y tiene un biselado en espiral o cilíndrico. El piñón está montado sobre un segundo eje ambos construidos de acero de alto carbono, equipado con rodamientos antifricción y tiene una lubricación externa mediante inyección o directamente haciendo que el piñón se encuentre sumergido en aceite.

**Conjunto de la excéntrica:** Este conjunto acciona al eje principal, el excéntrico gira conjuntamente con una camisa de bronce. Cuya pared interna desliza sobre la superficie del eje, el cual tiene un movimiento excéntrico sin rotación.

La superficie externa de la excéntrica desliza sobre el buje que está fijado a la carcasa inferior, el eje del piñón transmite la rotación al excéntrico a través de un engranaje cónico de dientes en espiral, ajustado con clavijas a la base de la excéntrica ver Figura 3.5-20.

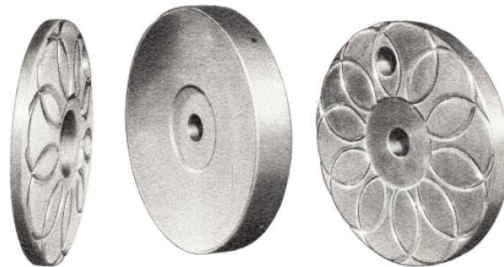
**Conjunto del piñón:** El piñón de engranaje cónico y dientes en espiral transmite la torsión al excéntrico, está montado sobre un eje corto de gran diámetro. La precisión del mecanismo de engranes permite una operación silenciosa y minimiza los problemas de desalineación. Los rodamientos del eje trabajan con un sistema de lubricación independiente. El piñón, eje principal, y los cojinetes se construyen en una sola pieza permitiendo un desmontaje rápido.



**Figura 3.5-20** Conjunto de la excéntrica. Leyendas: (1) Excéntrica, (2) Camisa de la excéntrica, (3) Buje de la carcasa inferior, (4) Eje principal y (5) Clavija. Tomado de Hydrocone Línea FACO (1994).

**Cojinetes:** Las trituradora de cono se apoya en dos cojinetes uno superior montado en la cruz del soporte y otro en la base del eje principal, integrado al conjunto excéntrico. Este doble apoyo permite que se apliquen fuerzas de trituración mayores que una trituradora de un solo cojinete, por otra parte, permite la aplicación de potencias más altas permitiendo una mayor producción. La distribución de los esfuerzos sobre los cojinetes significa un menor desgaste de las piezas reduciendo los costos de mantenimiento.

**Conjunto del cojinete de apoyo:** El conjunto del cojinete de apoyo está constituido por un platillo de desgaste y un platillo de apoyo de bronce que soportan al eje principal, el cono y el revestimiento del cono. Absorbiendo la componente vertical de las fuerzas de trituración. Los platillos tienen ranuras que garantizan una lubricación eficiente (Ver Figura 3.5-21).



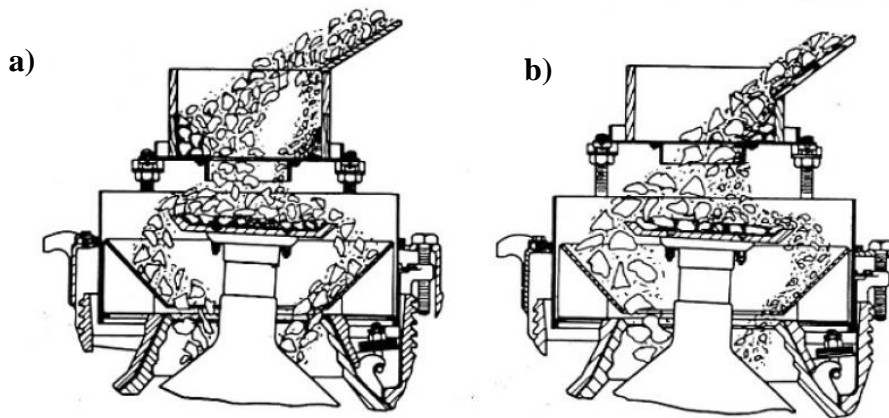
**Figura 3.5-21** Cojinetes de una trituradora de cono. Tomado de Hydrocone Línea FACO (1994).

**Buje del cabezal (Araña).** En esta zona también se tienen cojinetes de apoyo, esto se debe a que una buena parte de las fuerzas de trituración son transmitidas a la cruz del soporte a través del buje del cabezal. El sistema se encuentra sellado con dos aros que evitan la entrada del polvo y permite la lubricación. El objetivo del buje del eje principal es evitar el deterioro del eje en caso de que se desgaste el manto.

**Tolva de alimentación:** El diseño de una tolva de alimentación evita la segregación irregular de la carga y permite el total aprovechamiento de los 360° del cono. En la mayoría de las operaciones se espera que la alimentación sea a “boca llena” es decir, que el material llene la plataforma de alimentación para generar:

- Una mayor capacidad de producción.
- Obtener un producto fino con una abertura de salida menor, generando una reducción en la presión de los cojinetes.
- Desgaste uniforme de los revestimientos.
- Una distribución granulométrica homogénea.
- Reducción de la carga circulante.

La importancia de una correcta alimentación radica en obtener una eficiencia máxima del equipo. La trituradora podrá alcanzar su máxima eficiencia únicamente si la alimentación se abastece en la cantidad correcta, distribuyéndose de manera uniforme alrededor de toda la cámara de trituración, en la Figura 3.5-22 se muestra el método correcto de alimentación cuando el material es cargado a “boca llena”.

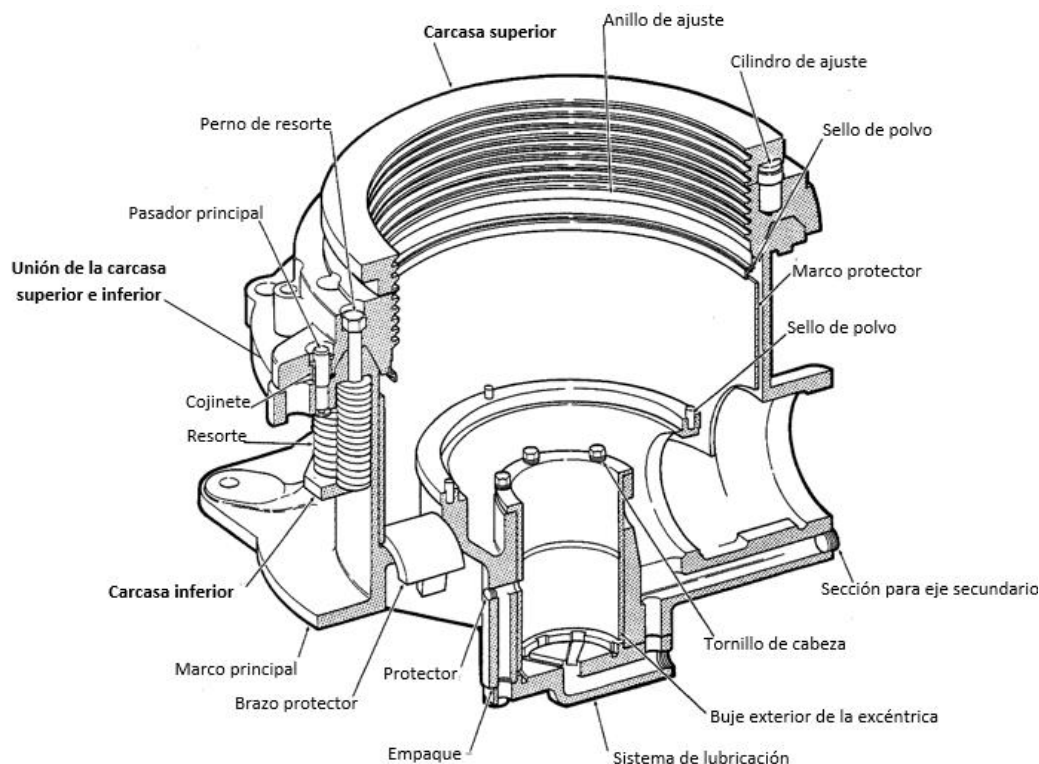


**Figura 3.5-22** Distribución en la alimentación de las trituradoras de cono. a) Alimentación correcta “Boca llena” y b) Alimentación incorrecta. Tomado de Nordberg Machinery (1983).

En una alimentación incorrecta los materiales pasan por un lado de la abertura de alimentación provocando una distribución no uniforme. Como resultado se tiene:

- Una capacidad restringida.
- Producto heterogéneo.
- Un mayor desgaste en el anillo de ajuste.
- Máxima presión en los cojinetes.
- Consumo de energía injustificable.

La trituradora de cono tiene una carcasa de acero con paredes reforzadas que lo protegen, una superior que otorga estabilidad y un diseño robusto que le proporciona resistencia evitando daños al equipo. La carcasa superior y la cruz de soporte constituyen una sola pieza fundida, con una amplia abertura de alimentación. La carcasa inferior también constituye un mono bloque fundido el cual proporciona un montaje rígido y preciso del cojinete excéntrico, del control hidráulico y del eje del piñón. Esta carcasa permite desarmar el alojamiento del eje del piñón para inspeccionar el mecanismo de rodamiento, ver Figura 3.5-23.



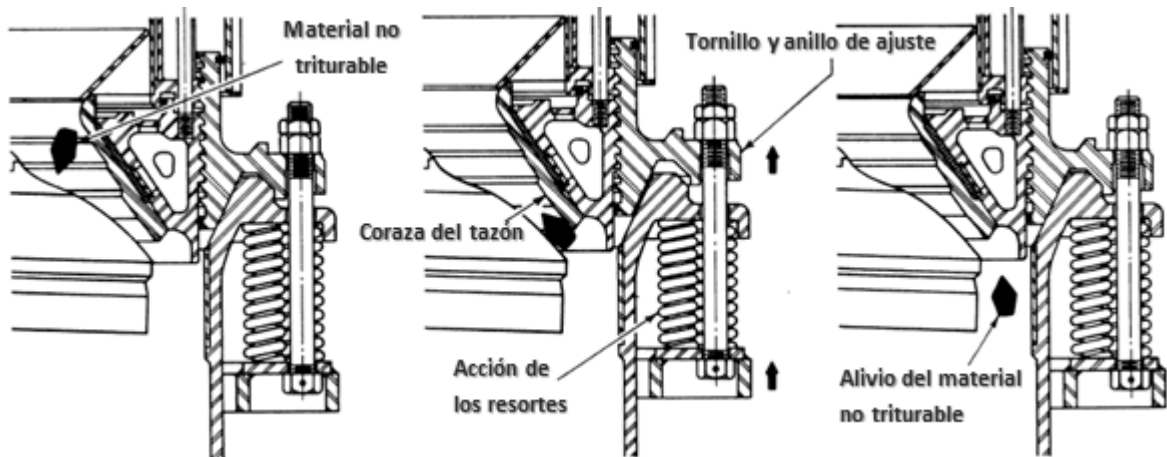
**Figura 3.5-23** Carcasa de la trituradora de cono. Tomado de Gyradisc Crusher Instruction Manual (1988).

**Sistema de alivio de la cámara de trituración:** Las trituradoras de cono cuentan con un sistema automático de protección de sobrecarga y obstrucciones el cual puede ser un sistema de resortes y un sistema hidráulico. El alivio de la cámara de trituración cuando se ingresa pedacería de metal permite el paso del material no deseado sin causar demoras en la trituradora. Esencialmente existen dos tipos de sistemas disponibles en el mercado.

- 1) Sistemas mecánicos que emplean resortes.
- 2) Sistemas hidráulicos empleando acumuladores cargados de gas o aceite.

El fabricante Hydrocone Crusher y Allis-Chalmers utilizan un sistema hidráulico y los diseños de Symons y Telsmith utilizan resortes mecánicos. En el sistema mecánico el cono exterior se mantiene en su lugar mediante un sistema de tornillos acoplados al bastidor de la trituradora donde se encuentran los resortes, este sistema permite realizar ajustes en la abertura de descarga subiendo o bajando la posición del tazón elongando los resortes con estos tornillos. Esto permite un ajuste rápido, fácil y preciso, incluso cuando la trituradora está en operación. En la Figura 3.5-24 se ejemplifica el proceso de alivio utilizando un sistema mecánico.



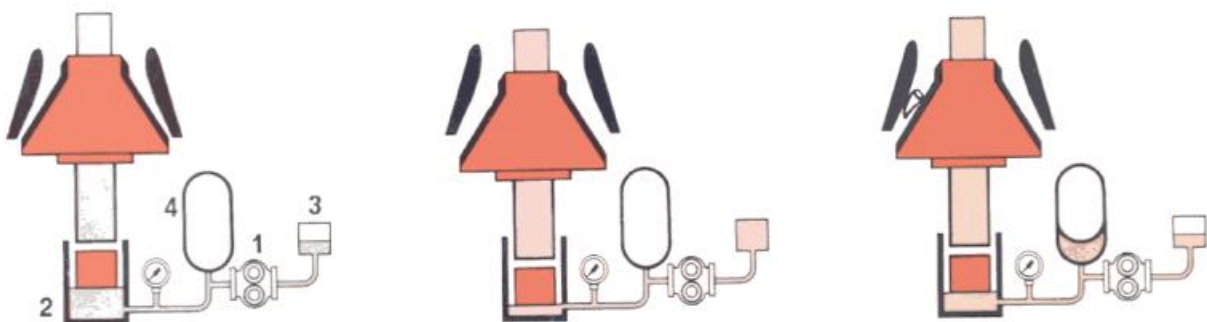


**Figura 3.5-24** Sistema de alivio mecánico de resortes. Adaptado de Gyrasphere Crusher 48s (Telsmith).

**Sistema hidráulico:** Fue desarrollado por Allis-Chalmers, este sistema garantiza la mayor producción y un costo operacional bajo en la Figura 3.5-25 se muestra el funcionamiento de este control hidráulico.

En el caso de contar con un control hidráulico se garantiza el máximo aprovechamiento de la potencia y mantiene la granulometría del producto. Esto se logra con un sistema hidráulico a control remoto cuya función es elevar o bajar el cono sin interrumpir su funcionamiento, permitiendo llevar a cabo tres operaciones:

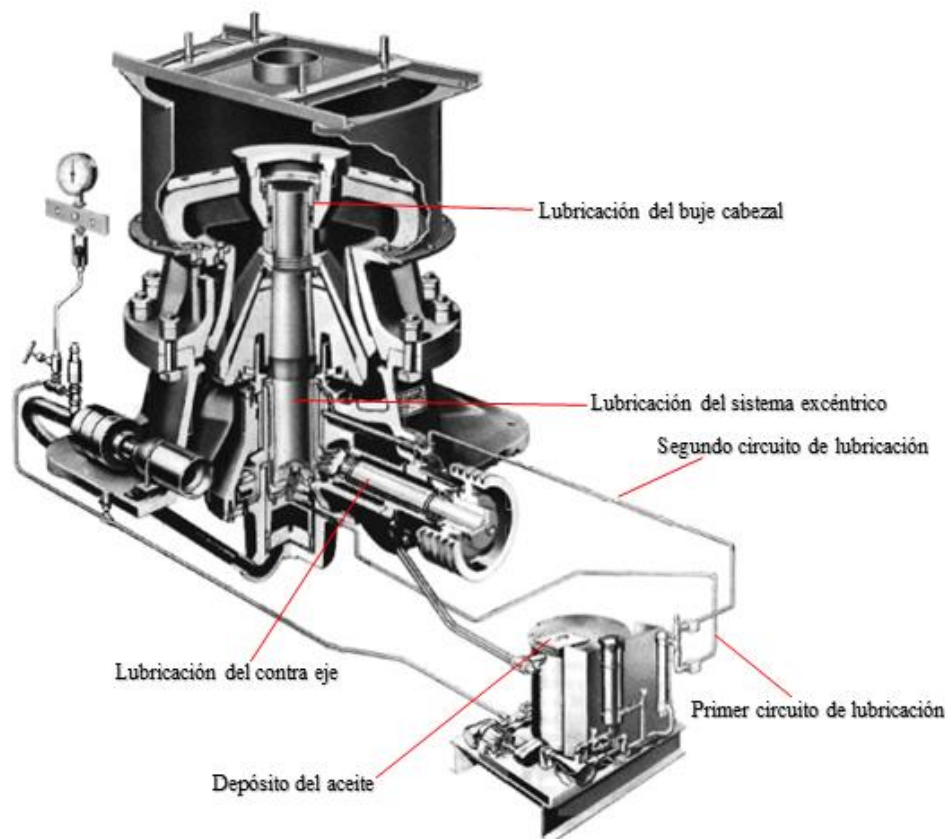
1. Regula la abertura de salida bajando o subiendo el cono durante la operación.
2. Vaciado rápido de la cámara en caso de un paro por un material no triturable.
3. Cuando ingresan pedazos de hierro, el exceso de presión en la cámara hace que el aceite fluya a un acumulador obligando a que el cono baje permitiendo que el material no triturable salga de la cámara y posteriormente el aceite vuelve al colocando el cono en posición de trabajo.



**Figura 3.5-25** Funcionamiento del control hidráulico. Leyendas: (1) Engranaje a alta presión, (2) Aceite en el cilindro, (3) Depósito de aceite, (4) Acumulador. En el momento a) El cono se encuentra en posición de trabajo, b) El cono abajo para el vaciado de la cámara y c) Expulsión de materiales no triturables. Tomado de Hydrocone Línea FACO, 1994.

Este sistema fue denominado Hydrocone, el principio de funcionamiento se basa en el montaje del eje principal, incluido el cono de trituración que se apoya en un cilindro hidráulico. La lubricación es eficiente en todas las piezas de desgaste permite obtener costos de trituración bajos. La lubricación se divide en tres sistemas distintos y cada uno funciona de manera independiente.

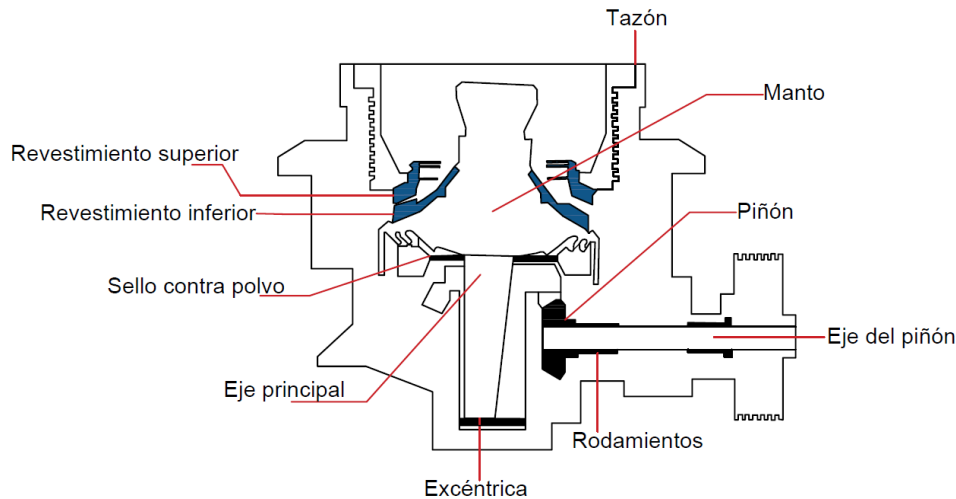
Los tres sistemas de lubricación independiente (Figura 3.5-26) proporcionan una lubricación eficiente y continua, operando al mismo tiempo con la máquina. Este sistema está conformado de una bomba que lleva el aceite del depósito para el filtro y el enfriador; desde ahí por medio de dos circuitos independientes. El primer circuito envía el aceite al cilindro de control que lubrica el piñón, el conjunto del cojinete de apoyo, las superficies del buje del cabezal. El segundo circuito lleva directamente al buje del cabezal del excéntrico. Los dos circuitos de aceite se combinan para lubricar el buje y los engranes. Al final el aceite regresa a través de los rodamientos hasta el fondo de las trituradoras por gravedad a una cavidad donde se acumula para ser recirculado al depósito del aceite localizado en el sistema externo de lubricación.



**Figura 3.5-26** Sistema de lubricación en las trituradoras de cono. Adaptado de Hydrocone Línea FACO (1994).

Las trituradoras Gyradisc son idénticas a las trituradoras de cono en cuanto a sus componentes. La operación de estas trituradoras especiales es similar a las trituradoras de cono, excepto por el mecanismo de trituración.

La relación de trituración puede ser hasta de 8:1, teniendo como limitante el tamaño de alimentación el cual debe de ser menor a 50 mm y tienen un ángulo de pellizco entre 25° y 30°. Las trituradoras Gyradisc tienen diámetros de cabeza de alrededor de 900 a 2,100 mm por lo tanto el tamaño de producto suele ser de 6 - 9 mm. Su diseño es compacto y tienen algunos cambios en su construcción en comparación con las trituradoras de cono en la Figura 3.5-27 se muestran los componentes principales de las trituradoras Gyradisc.

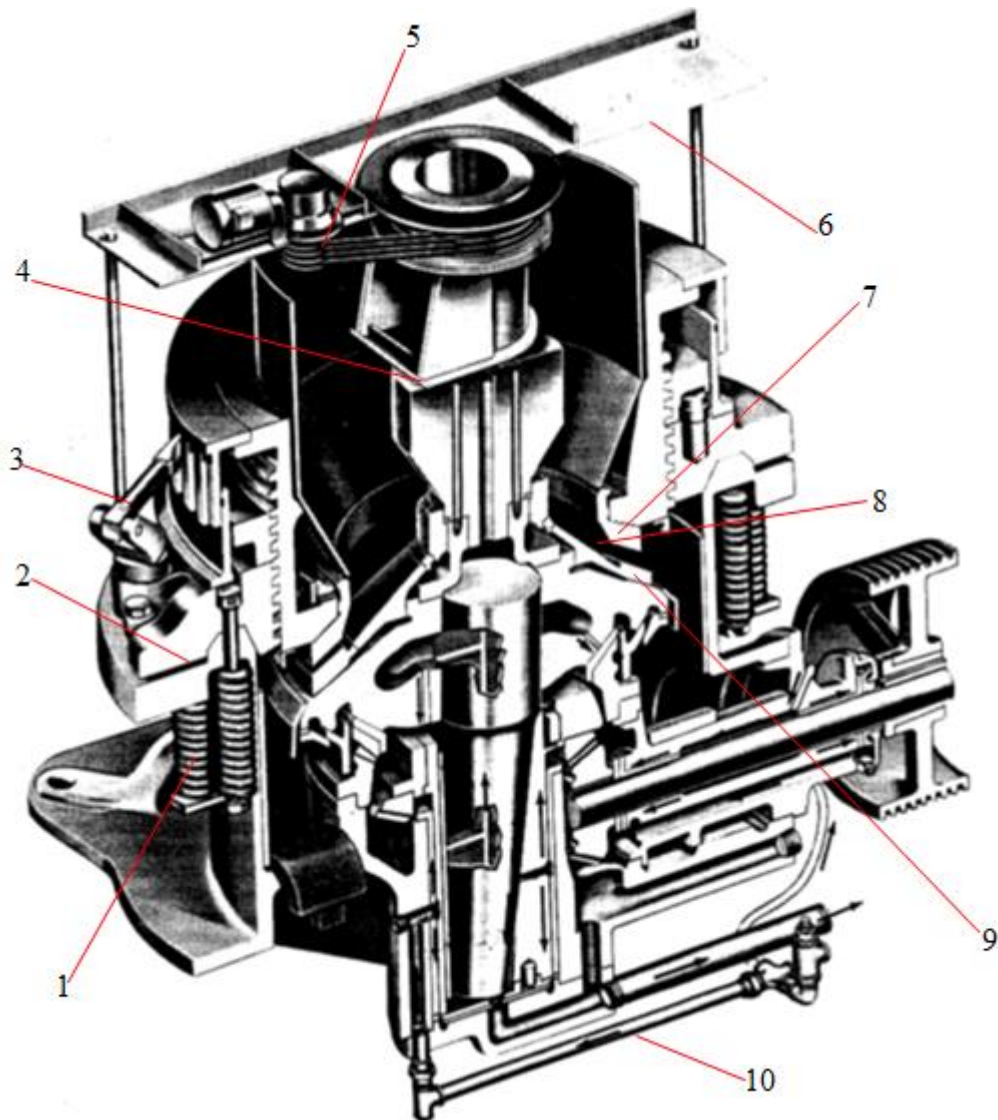


**Figura 3.5-27** Esquema de una trituradora Gyradisc. Adaptado de Gyradisc Crusher Renox (1988).

Las características de las trituradoras Gyradisc son:

- Cuentan con un distribuidor giratorio motorizado de alimentación para homogeneizar la carga.
- Cuentan con un sistema automático de protección contra sobrecarga y obstrucciones provisto de resortes.
- El tazón cuenta con abrazaderas hidráulicas las cuales son usadas para el fácil y rápido desajuste del anillo el cual asegura el tazón dentro de dicho anillo. La fuerza hidráulica contrarresta la fuerza mecánica sujetadora de los resortes, permitiendo que el tazón se levante dejando libre la zona de descarga para el flujo libre de material no triturable.
- Ajuste hidráulico, dos arietes hidráulicos montados en el anillo de ajuste permiten cambiar el ajuste entre el manto y los cóncavos para un cambio exacto aun cuando el equipo está en operación.
- Diseño balanceado, minimiza los daños en la estructura del equipo.
- Cuenta con un sistema de lubricación a presión parecido a las trituradoras de cono secundarias y terciarias que proporciona flujos continuos a todas las partes móviles.
- Los revestimientos superiores e inferiores se ajustan por sí mismos con un respaldo esmerilado y no requiere de un soporte.

En la Figura 3.5-28 se señalan los principales componentes de una trituradora y el flujo del aceite para la lubricación de una trituradora Gyradisc.



**Figura 3.5-28** Componentes de una trituradora de cono Gyradisc. **Leyendas:** (1) Sistema automático de protección, (2) Anillo de ajuste elevado, (3) Ajuste hidráulico, (4) Distribuidor giratorio de alimentación, (5) Motor del distribuidor giratorio, (6) Plataforma de alimentación, (7) Revestimiento superior, (8) Cámara de trituración, (9) Revestimiento inferior, (10) Sistema de lubricación. Tomado de Gyradisc Crusher Renox (1988).

Las trituradoras Gyradisc de Nordberg ofrece cuatro modelos Gyradisc 36”, 48”, 66” y 84” las características de estas trituradoras se muestran en la Tabla 3.5-1.

**Tabla 3.5-1**  
Capacidades de las trituradoras Gyradisc.

Capacidades de las trituradoras Gyradisc -Circuito Cerrado										
Toneladas cortas por hora con un ajuste del C.S.S determinado										
Modelo	Diámetro de la cabeza, in.	0.875 in (9 mm)	0.250 in (6 mm)	0.185 in (5 mm)	0.131 in (3 mm)	0.093 in (2 mm)	0.065 in (1.6 mm)	0.046 in (1 mm)	0.0328 in (0.883 mm)	Porcentaje de arena
36 GD	36	60	50	35	30	23	18	15	10	20 -25
48 GD	48	105	80	55	45	40	30	25	17	35 - 40
66GD	66	160	120	85	70	60	45	40	25	55 - 60
84 GD	84	250	180	130	100	90	70	60	40	80 - 90
<b>Malla del producto (U.S. STD)</b>				<b>4</b>	<b>6</b>	<b>8</b>	<b>10</b>	<b>14</b>	<b>20</b>	ASTM C-33

Adaptado de Weiss (1985).

Es importante aclarar que las capacidades que se muestran en la Tabla 3.5-1 se basan en resultados obtenidos en la práctica con una alimentación adecuada. El fabricante indica que la capacidad óptima se obtiene con un CSS varía entre 1/4” y 7/16”. Los factores que pueden afectar la capacidad son el tamaño de alimentación, friabilidad, tenacidad y contenido de humedad del mineral.

Flavel et al. (1985) y Taggart (1945) señalan las variables que afectan el rendimiento de la trituradora de cono que se analizan a continuación:

**Giros por minuto.** Esta variable se relaciona con el número de impactos por minuto que recibe el material mientras avanza a través de la cámara de trituración. La operación de trituración es más eficiente en una trituradora cuando la partícula avanza dentro de la cámara y recibe varios impactos. Hablando en términos prácticos, la velocidad o revoluciones por minuto que alcanzan las trituradoras de cono es mayor que las trituradoras giratorias y está fijada por los fabricantes.

**Carrera de la trituradora.** Es la cantidad total de movimiento lateral del cono triturador durante un ciclo. Normalmente los fabricantes fijan la carrera y está relacionado con la velocidad de la trituradora y longitud de la cámara de trituración.

**Relación de trituración.** Esta variable es una característica de diseño de cada trituradora, pero son limitadas por el tipo de cámara de trituración con las que cuente el fabricante. Los cambios en la relación de trituración se deben a la longitud de la cámara, esto determina cuánto tiempo estará el material en posición para ser impactado. Esta variable se relaciona con el ancho de la excéntrica, la velocidad y carrera de la trituradora.

**Ángulo del cono.** También se puede definir como la pendiente de la cámara de trituración, esta variable determina el efecto de la gravedad en el material que finalmente y se traduce en la velocidad del desplazamiento a través de la cámara de trituración. Entre mayor sea la pendiente, más rápido debe girar la excéntrica para asegurar que las partículas sean impactadas para su reducción.

Se puede concluir que todas las trituradoras con un tamaño del manto similar no necesariamente tienen la misma productividad. Por lo tanto, el diseño del cono es muy sensible y complejo.

El diseño de la cámara y el ancho de la excéntrica son esenciales para la operación y están establecidos por los esfuerzos límites de los diseños de cada equipo. Por consiguiente, si se reduce el ancho de la excéntrica o aumenta la longitud de la cámara y la velocidad se mantiene sin cambios, sería necesario reducir el consumo de energía en el motor para obtener el mismo nivel de esfuerzo en el equipo.

**Potencia.** La productividad de una trituradora de cono depende de la potencia transmitida al material a medida que pasa a través de la cámara de trituración. Un aumento en la potencia se verá reflejado en términos de un mayor tonelaje del mismo producto o uno más fino con las demás variables permanece constante. Esta característica es aplicable a todos los equipos de trituración, lo que generaría una mayor potencia de la planta de trituración a cambio de un mayor tonelaje o un producto más fino.

El índice de Bond es la teoría más precisa para estimar el rendimiento de las distintas etapas de trituración. Para el cálculo de la potencia se debe de tomar en cuenta el tamaño de alimentación y la relación de trituración, esta potencia teórica no siempre se puede comparar con la potencia real, pero sirve como una potencia promedio para el diseño de la planta en una primera instancia.

Para una medición exacta de la demanda de energía del equipo o planta es necesario realizar un muestreo del producto y alimentación, además de medir la eficiencia y monitorear la operación del equipo. Los cambios en el tamaño de alimentación por características físicas del mineral genera un cambio en la potencia por esto debe realizarse constantes muestreos.

Motz (1978) analizó diversas pruebas para indicar la productividad de las trituradoras de cono, las cuales dejaron observar que la granulometría del producto es independiente del ancho de la excéntrica o la configuración de la máquina, siempre que el rendimiento de la potencia sea constante. Esto deja en claro que cada ingeniero debe ajustar el diseño de la planta a la potencia disponible es necesario realizar un balance entre la potencia disponible y la capacidad de la planta.

Otros factores que influyen en el consumo de energía para que este sea constante son: (1) la cantidad de material que se alimenta a la trituradora debe ser el suficiente para mantener una correcta alimentación, (2) granulometría de la alimentación homogénea, (3) las propiedades físicas del material como lo puede ser el índice de trabajo, contenido de humedad, abrasión entre otras más y (4) selección apropiados de la cámara de trituración.

Existen variables externas a la operación de las trituradoras de cono que afectan su rendimiento son: rendimiento de la trituradora primaria, control granulométrico en la alimentación, método como se alimenta el material y velocidad de alimentación.

### **Cámaras de trituración.**

Los ajustes de la trituradora de cono se ven limitados en el cambio de la configuración de descarga. El ancho de la excéntrica tiene una relación con la capacidad de la máquina, por lo tanto la excéntrica no se puede disminuir sin sacrificar la capacidad, tampoco se puede alimentar más mineral sin un rediseño en la excéntrica con el objetivo de disminuir los esfuerzos en los puntos de apoyo.

Solo con estas correcciones se pueden obtener velocidades cercanas a las recomendadas por el fabricante, son aceptables estas velocidades si se alcanza la capacidad máxima para una correcta alimentación generando un producto de tamaño uniforme. Los cambios de la configuración se efectúan fácilmente con el sistema hidráulico o mecánico, incluso si el equipo está cargado, en algunas ocasiones es recomendable realizar una caída predeterminada del tazón para compensar el desgaste. Sin embargo, cuando se realizan ajustes en la trituradora es importante fijar los tornillos de la cabeza, ya que un tazón suelto es casi seguro que dañe el sistema de ajuste generando un problema en la estructura metálica.

Los ajustes que se pueden hacer a la trituradora de cono son: (a) distancia oscilante y (b) abertura de descarga. En las trituradoras de cono no es recomendable hacer un cambio en la velocidad del piñón estos valores son establecidos por el fabricante.

Los puntos (a) y (b) dependen del diseño de la cámara de trituración. La selección de la cámara de trituración depende del tamaño de alimentación, tonelaje y producto deseado. Ante estas características se puede hablar que las trituradoras de cono son flexibles a los requisitos de la operación, esto se debe a que una trituradora que ya está en operación puede cambiar su cámara de trituración para obtener un nuevo tamaño de producto.

**Cámara de trituración de gruesos:** Proporciona la máxima abertura de alimentación para una trituradora de cono. Las trituradoras equipadas con una cámara para gruesos pueden alimentarse mediante un chute, siempre que se elimine el material que cumple con el tamaño del producto.

La cámara de trituración de gruesos tiene una zona paralela relativamente corta y está diseñada para operar con un ajuste en la descarga igual o mayor que el ancho de la excéntrica. Por ejemplo, una trituradora con un ancho de la excéntrica de 3/8 de pulgada, debe operarse con un ajuste CSS igual o mayor a 3/8 de pulgada. La capacidad y el producto óptimo resultaran cuando se trabaja con estas condiciones, de igual forma otorgara el menor desgaste de los revestimientos.

El tamaño máximo de alimentación para una trituradora equipada con un cámara de gruesos no debe exceder el 70% de la abertura de alimentación, es decir el tamaño de alimentación de una trituradora Hydrocone con una abertura de 8 pulgadas sería aproximadamente de 5 ½ pulgadas.

**Cámara de trituración de medios:** La cámara de trituración de medios tiene una abertura de alimentación menor que la cámara de gruesos, esto se debe a que la zona paralela es más larga. Está diseñada para operar con un ajuste en la descarga igual o superior a la mitad del ancho de la excéntrica, en cuanto al tamaño máximo de alimentación este no debe ser mayor a la mitad de la abertura de alimentación.

Por ejemplo, una trituradora Hydrocone 436 tiene un ancho de la excéntrica de 5/8 de pulgada y podría operarse con un ajuste de 5/16 de pulgada en el CSS y el tamaño de alimentación no debe exceder las 2 pulgadas.

**Cámara de trituración de finos:** La cámara de trituración de finos tiene la zona paralela más larga, por lo tanto, la abertura de alimentación es más pequeña que cualquier otra cámara. Su operación es recomendable con un arreglo de CSS a un cuarto del ancho de la excéntrica. Debido al diseño de la cámara de trituración, no se puede alimentar con un chute y deben ser equipadas con una placa de alimentación, en cuanto al tamaño máximo de alimentación éste puede ser próximo a la abertura de alimentación. Es decir, una trituradora Hydrocone 348 se puede alimentar con material hasta de tres pulgadas.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.5 Trituradoras de Cono](#) existen diferentes fabricantes de trituradoras de cono entre ellos Metso Serie GP, HP y MP ([Material 1](#)), Telsmith Gyrasphere ([Material 2](#)), FLSmidth Serie Raptor ([Material 3](#)), Nordberg Serie Symons ([Material 4](#)), Telsmith Serie Bullet Silver ([Material 5](#)), Sandvik Serie Hydrocone ([Material 6](#)), Thyssenkrupp Serie Kubria ([Material 7](#)) y Telsmith Serie SBS ([Material 8](#)). En cada uno de los manuales se especifican datos como:

- Tamaño de la trituradora.
- Potencial del motor.
- Ancho de la excéntrica (excentricidades).
- Capacidades.
- Ajustes en la carrera (CSS).
- Tipos de cámara de trituración (finos, medios y gruesos).
- Producción del tipo de circuito.
- Abertura de alimentación.
- Curvas características.
- Tamaño de alimentación.

Sandvik es un proveedor mundial ofrece en sus trituradoras de cono un ajuste hidráulico en el CSS y varias opciones de cámara de trituración. Ofrece dos series CS y CH aplicando la tecnología Hydrocone en ambas series. Las trituradoras de cono estándar (CS) se ofrecen tres cámaras de trituración: medianamente grueso (MC), grueso (C) y extra grueso (EC). Para las trituradoras de cabeza corta (CH) se ofrecen ocho cámaras de trituración: extra extra fino (EEF), extra fino (EF), fino (F), medianamente fino (MF), medio (M), medianamente grueso (MC), grueso (C) y extra grueso (EC).

En el mercado este proveedor ofrece equipos móviles para una trituración secundaria o terciaria adjuntando cada uno de sus modelos CS y CH a la estructura móvil para ajustarse a las necesidades de la operación. Los modelos que ofrece Sandvik en sus series CS y CH se muestran en las Tablas 3.5-2 y 3.5-3, es importante resaltar que las capacidades aproximadas de los equipos se expresan en toneladas métricas, a partir de un circuito abierto y un material seco con una densidad aparente de  $1,600 \text{ kg/m}^3$ .



**Tabla 3.5-2**

Características de la Serie CH, capacidad en toneladas métricas por hora.

Trituradoras de la Serie CH					
Modelo	Potencia Máx. (kW)	Cámara de trituración	Tamaño de alimetación máximo (mm)	Rango de la abertura de salida C.S.S (mm)	Capacidad nominal (Mínima-Máxima)
CH420	90	EC	135	10 - 32	46 - 76
		C	90	10 - 32	43 - 70
		M	65	8 - 19	36 - 59
		MF	50	6 - 16	36 - 47
		F	38	4 - 16	27 - 38
		EF	29		
CH430	132	EC	185	13 - 38	69 - 115
		C	145	13 - 38	66 - 109
		MC	115	10 - 32	57 - 93
		M	90	10 - 32	64 - 104
		MF	75	8 - 25	61 - 92
		F	50	6 - 25	48 - 77
		EF	35		
CH440	220	EC	215	16 - 44	114 - 192
		C	175	13 - 44	101 - 183
		MC	140	13 - 38	97 - 161
		M	110	14 - 38	117 - 194
		MF	85	10 - 32	114 - 186
		F	70	8 - 32	90 - 156
		EF	38		
CH540	220	EC	185	10 - 38	91 - 163
		C	135	10 - 38	89 - 160
		M	85	8 - 32	70 - 120
		F	55	4 - 25	45 - 77
		EF	44	4 - 22	39 - 63
CH550	330	EC	215	13 - 44	153 - 278
		C	175	13 - 38	157 - 261
		MC	140	13 - 44	166 - 301
		M	110	10 - 32	141 - 230
		MF	85	8 - 32	115 - 198
		F	70	6 - 25	95 - 198
CH660	315	EC	275	16 - 51	177 - 328
		C	215	16 - 51	171 - 317
		MC	175	16 - 51	162 - 273
		M	135	16 - 44	197 - 302
		MF	115	13 - 38	192 - 318
		F	85	13 - 38	195 - 323
CH870	550	EC	300	22 - 70	448 - 906
		C	240	19 - 70	406 - 876
		MC	195	19 - 70	380 - 821
		M	155	19 - 70	400 - 865
		MF	100	16 - 51	379 - 702
		F	90	13 - 44	357 - 649
		EF	80	10 - 44	280 - 551
CH890	750	EC	370	25 - 70	394 - 748
		C	330	22 - 70	397 - 803
		MC	300	19 - 70	342 - 803
		M	230	16 - 70	267 - 720
		MF	160	13 - 70	204 - 638
		F	120	13 - 70	248 - 535
CH895	750	EFX	100	13 - 51	212 - 457
		EF	85	10 - 70	185 - 502
		EEF	75	10 - 51	178 - 417

Tomado de Sandvik (2014).

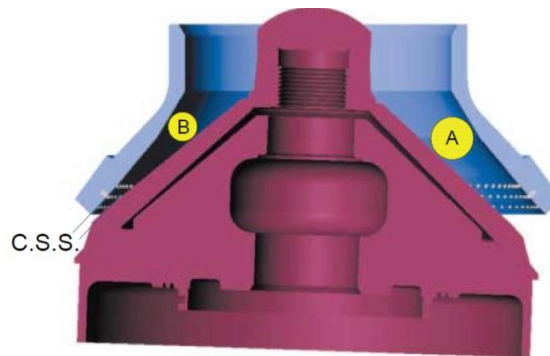
**Tabla 3.5-3**

Características de las Serie CS, capacidad en toneladas métricas por hora.

Trituradoras de la Serie CS					
Modelo	Potencia Máx. (kW)	Cámara de trituración	Tamaño de alimentación máximo (mm)	Rango de la abertura de salida C.S.S (mm)	Capacidad nominal (Mínima-Máxima)
CS420	90	EC	240	22 - 38	102 - 132
		C	200	16 - 32	77 - 103
CS430	132	EC	360	25 - 54	151 - 225
		C	300	25 - 48	170 - 237
		MC	235	22 - 48	130 - 192
CS440	220	EC	450	35 - 54	273-349
		C	400	32 - 51	291 - 332
		MC	300	29 - 51	245 - 332
CS660	315	EC	560	38 - 83	331 - 540
		C	500	35 - 70	335 - 507

Tomado de Sandvik (2014).

Telsmith uno de los pioneros de trituradoras de cono de cabeza corta ofrece su serie Silver Bullet(SBS) las cuales cuentan con un sistema de alivio hidráulico el cual permite la descarga rápida de material no triturable, además tiene dos ajustes dinámicos de la velocidad de manera remota. Dentro de esta serie encontramos cinco modelos a diferencia de los demás equipos, en la literatura del fabricante se especifica la abertura de alimentación de la sección abierta (A) y cerrada (B) tomando como referencia un CSS mínimo, ver Figura 3.5-29. Además, se especifica la configuración recomendable del CSS.

**Figura 3.5-29** Abertura de alimentación sección abierta (A) y sección cerrada (B). Adaptado de Telsmith (2005).

En la Tabla 3.5-4 se muestra el rendimiento de las trituradoras operando en circuito abierto y en la Tabla 3.5-5 el rendimiento de las trituradoras operando en circuito cerrado. Las capacidades de cada equipo las cuales son expresadas en toneladas cortas tomando como base un material con una densidad media de 100 lb /ft<sup>3</sup>, haciendo énfasis que las capacidades no son mínima ni máximas y varían según el tipo de material, el contenido de humedad y el tipo de cámara de trituración.

**Tabla 3.5-4**

Rendimiento de las trituradoras Silver Bullet en circuito abierto con una capacidad en toneladas cortas por hora.

TABLA DE RENDIMIENTO BASADO EN UNA OPERACIÓN CIRCUITO ABIERTO													
Abertura de alimentación						Abertura de descarga con el conjunto cerrado y producción							
Modelo	Cámara	Sección abierta (A)	Sección cerrada (B)	C.S.S ©	HP	3/8"	1/2"	5/8"	3/4"	1"	1 - 1/4"	1- 1/2"	1 - 3/4"
38	Extra grueso	5 -3/4"	4 - 1/2"	3/4"	150 - 200				155-190	190-230	220-270		
	Grueso	5 -1/4"	3 - 7/8"	5/8"				140-170	155-190	190-230	220-270		
	Medio	4 -3/4"	3 - 3/8"	1/2"			115-145	140-170	155-190	190-230	220-270		
44	Extra grueso	7"	5 - 1/2"	1"	200 - 250					245-320	285-370	320-415	
	Grueso	5 - 7/8"	4 - 1/4"	3/4"					200-260	245-320	285-370	320-415	
	Medio	4 - 7/8"	3 - 1/2"	1/2"			150-200	180-235	200-260	245-320	285-370	320-415	
52	Extra grueso	8 - 1/8"	6 - 1/2"	1"	300 - 400					280-365	320-420	365-475	
	Grueso	7 - 3/8"	5 - 3/4"	3/4"					230-300	280-365	320-420	365-475	
	Medio	5 - 1/2"	3 - 3/4"	5/8"				205-265	230-300	280-365	320-420	365-475	
57	Extra grueso	10 - 3/4"	9 - 1/8"	1"	400 - 500					400-525	435-560	485-625	565-730
	Grueso	9"	8 - 1/2"	7/8"					335-435	400-525	435-560	485-625	565-730
	Medio	8 - 5/8"	7 - 1/4"	3/4"							590-765	485-625	565-730
68	Extra grueso	11 - 1/4"	10 - 1/2"	1-1/4"	500 - 700						590-765	635-825	705-915
	Grueso	10 - 1/2"	8 - 3/4"	1"						535-695	590-765	635-825	705-915
	Medio	8 - 7/8"	7"	3/4"					470-610	535-695	590-765	635-825	705-915

Adaptado de Telsmith (2005).

**Tabla 3.5-5**

Rendimiento de las trituradoras Silver Bullet en circuito cerrado con toneladas cortas por hora.

TABLA DE RENDIMIENTO BASADO EN UNA OPERACIÓN CIRCUITO CERRADO													
Abertura de alimentación						Abertura de descarga con el conjunto cerrado y producción							
Modelo	Cámara de trituración	Sección abierta (A)	Sección cerrada (B)	C.S.S ©	HP	3/8"	1/2"	5/8"	3/4"	1"	1 - 1/4"	1- 1/2"	1 - 3/4"
38	Grueso	4 - 1/4"	2 - 7/8"	5/8"	150 - 200			155-190	170-210	205-255			
	Medio	3 - 3/4"	2 - 1/4"	1/2"			130-160	155-190	170-210	205-255			
	Fino	3 - 4/4"	1 - 3/4"	3/8"			115-	130-160	155-190	170-210	205-255		
44	Grueso	4 - 1/4"	2 - 5/8"	5/8"	200 - 250			200-260	220-285	270-350			
	Medio	3 - 3/4"	2 - 1/4"	1/2"			170-220	200-260	220-285	270-350			
	Fino	3 - 1/2"	1 - 3/4"	3/8"			150-	170-220	200-260	220-285	270-350		
52	Grueso	5"	3 - 1/2"	5/8"	300 - 400			225-290	255-330	310-400			
	Medio	4 - 1/2"	2 - 7/8"	1/2"			200-260	225-290	255-230	310-400			
	Fino	4"	2 - 1/4"	1/2"			200-260	225-290	255-230	310-400			
57	Grueso	6"	4 - 3/8"	3/4"	400 - 500				370-480	440-575			
	Medio	4 - 1/4"	2 - 5/8"	5/8"				330-430	370-480	440-575			
	Fino	3 - 3/8"	1 - 3/4"	1/2"			300-385	330-430	370-480	440-575			
68	Grueso	6 - 5/8"	5"	3/4"	500 - 700				520-670	585-760	650-840		
	Medio	4 - 7/8"	3 - 1/8"	5/8"				485-625	520-670	585-760	650-840		
	Fino	3 - 3/8"	1 - 5/8"	1/2"			450-585	485-625	520-670	585-760	650-840		

Adaptado de Telsmith (2005).

## Curvas de producto.

El funcionamiento de los equipos de trituración se puede expresar por medio de tablas o gráficas denominadas curvas características de funcionamiento. Por lo general en los manuales del fabricante se expresan los datos de operación de los equipos con tablas y se complementa la información con curvas características. Esto permite realizar diferentes arreglos con las variables de operación, conocer la producción y granulometría.

En la mayoría de los catálogos expresan en el eje de las ordenadas el porcentaje de peso retenido y en las abscisas la abertura del tamiz por la cual pasa el producto (curvas de producto). Las curvas de producto son curvas de distribución granulométrica las cuales permiten una aproximación de los porcentajes del producto triturado en cada arreglo de la trituradora. En el caso de las trituradoras de cono se grafica en el eje de las ordenadas el porcentaje de peso retenido y en las abscisas la abertura del tamiz por la cual pasa el producto, cada curva representa la abertura de descarga con el conjunto cerrado.

Por ejemplo, el fabricante Allis - Chalmers presenta las curvas que fueron trazadas con la trituradoras Hydrofine operando en condiciones estándares y en circuito abierto, puede usarse cualquier tipo de cámara de trituración finos, medios o gruesos. El objetivo de cada gráfico es estimar el producto de cualquier Hydrofine, conociendo el tipo de cámara, el ajuste de CSS y ancho de la excéntrica.

Es importante tener en cuenta que la cámara de gruesos se representa como un producto a un 60 % que pase la configuración del conjunto cerrado, la cámara de medios un 68 % y la cámara de finos un 75 %. Allis - Chalmers en su catálogo ofrece doce modelos de Hydrofine hace referencia a trituradoras de cabeza corta con tres cámaras de trituración para ajustar a operaciones en circuito abierto y circuito cerrado. Las producciones de la Tabla 3.5-6 están dadas en  $m^3/h$  y las curvas de producto están representadas en las Figuras 3.5-30, 3.5-31 y 3.5-32 para una operación en circuito abierto).

**Tabla 3.5-6**

Características de las trituradoras Hydrofine, capacidades en toneladas cortas por hora (Operación en circuito abierto)

Capacidad en toneladas cortas por hora				Abertura de descarga en el conjunto cerrado (in.)									
Modelo	Cámara	Abertura de alimentación (in.)	Potencia HP	3/8	1/2	5/8	3/4	7/8	1	1 1/4	1 1/2	2	2 1/2
551	finos	5	125 - 200		79	82	88	91	96	108	116		
751	gruesos	7				108	119	128	139	150	162		
1051	gruesos	10					122	136	150	166	179	199	
460	finos	4	200 - 300	88	94	99	105	111	116				
760	medios	7				156	165	170	175	187	199		
1260	gruesos	12							199	227	255	298	341
1560	gruesos	15									285	325	384
584	finos	5	300 - 500	277	250	267	292	304	318				
784	medios	7			267	295	304	312	323	363	392		
1084	medios	10					326	355	383	426	482		
1384	medios	13						369	397	454	511	624	
1784	gruesos	17									239	681	738

Adaptado de Hydrocone FACO (1994).

# CÁMARA PARA GRUESOS

# GRANULOMETRÍA

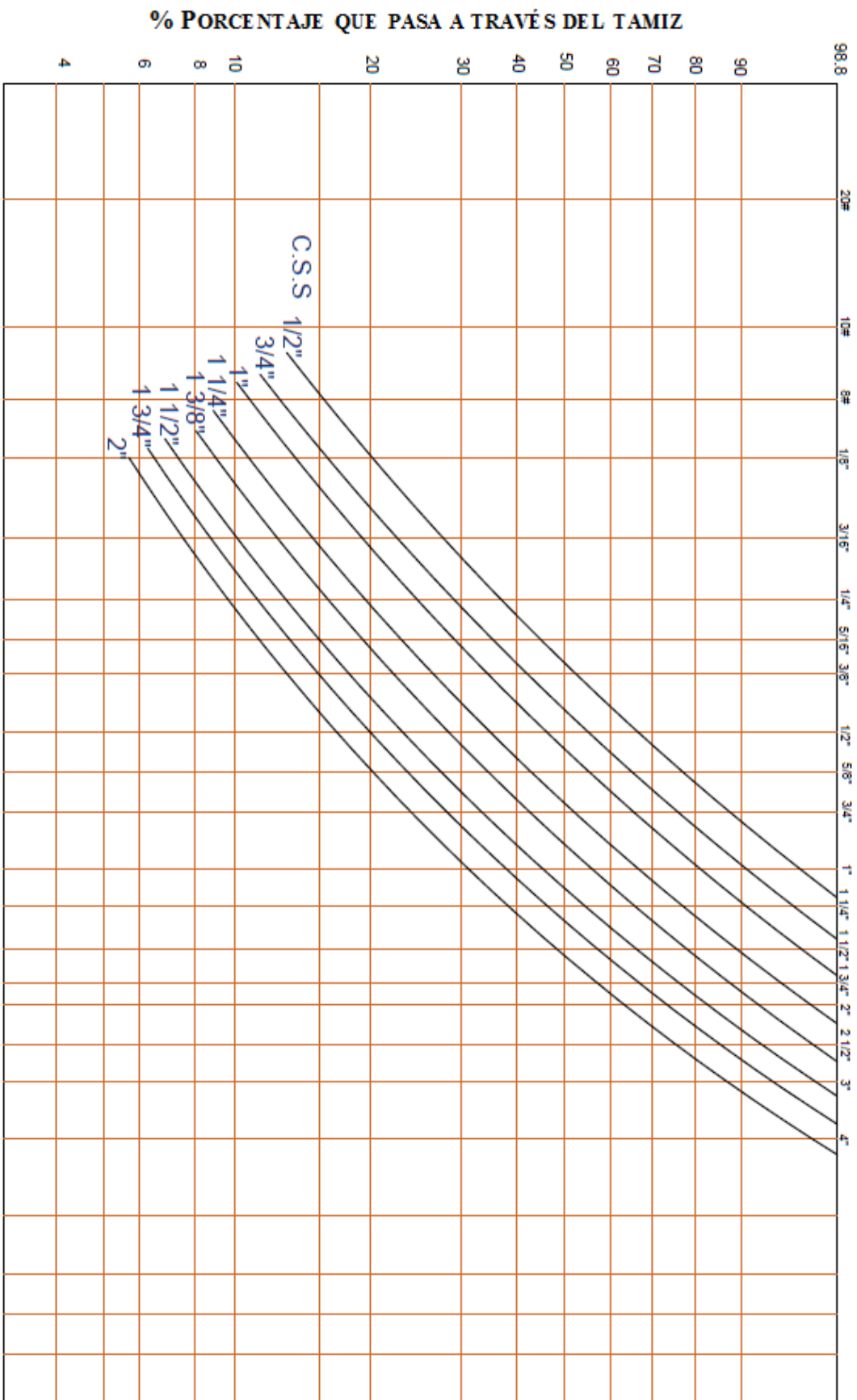


Figura 3.5-30 Curvas de producto de una cámara de gruesos. Adaptado de Hydrocone FACO (1994).

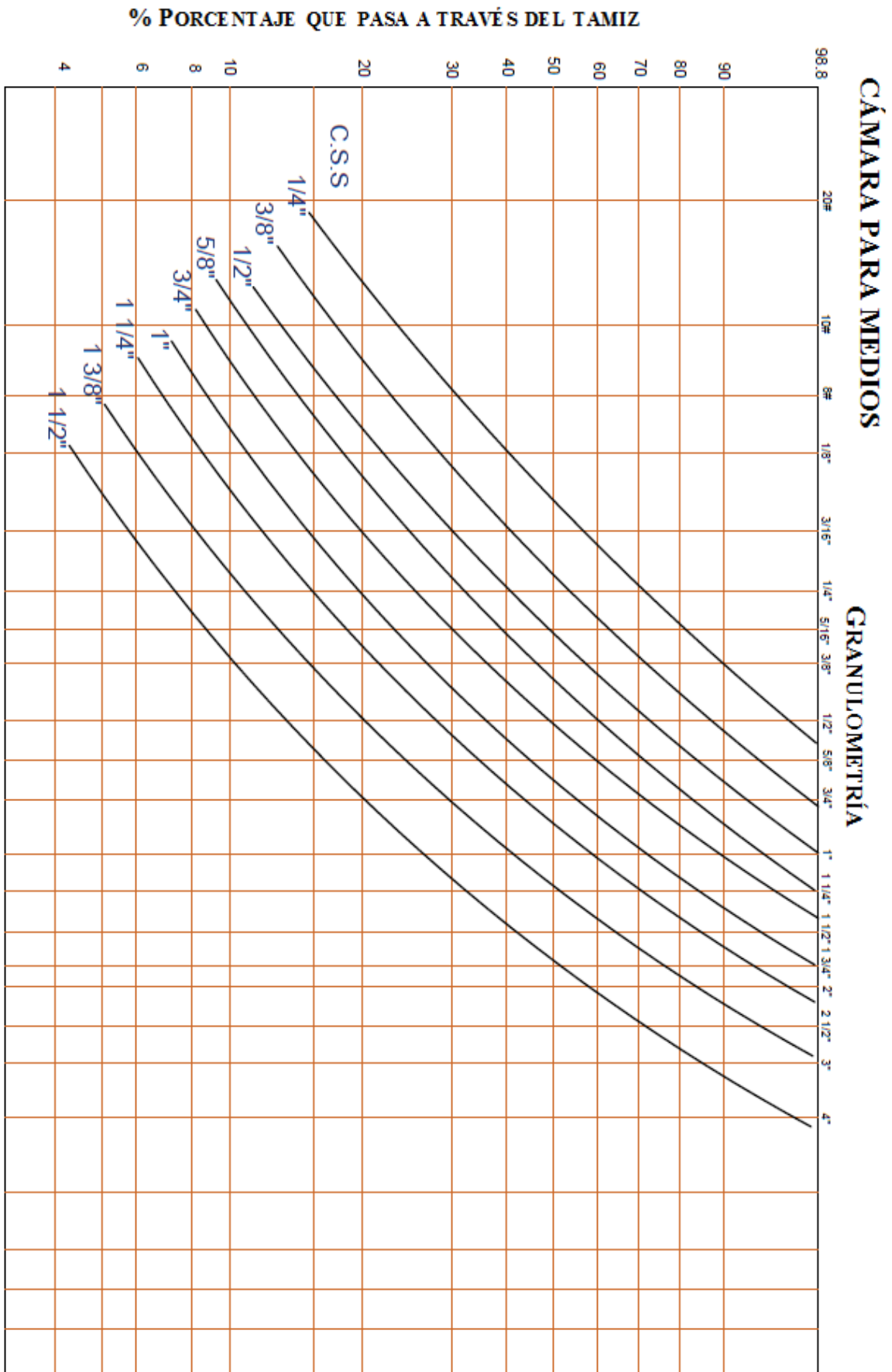


Figura 3.5-31 Curvas de producto de una cámara de medios. Adaptado de Hydrocone FACO (1994).

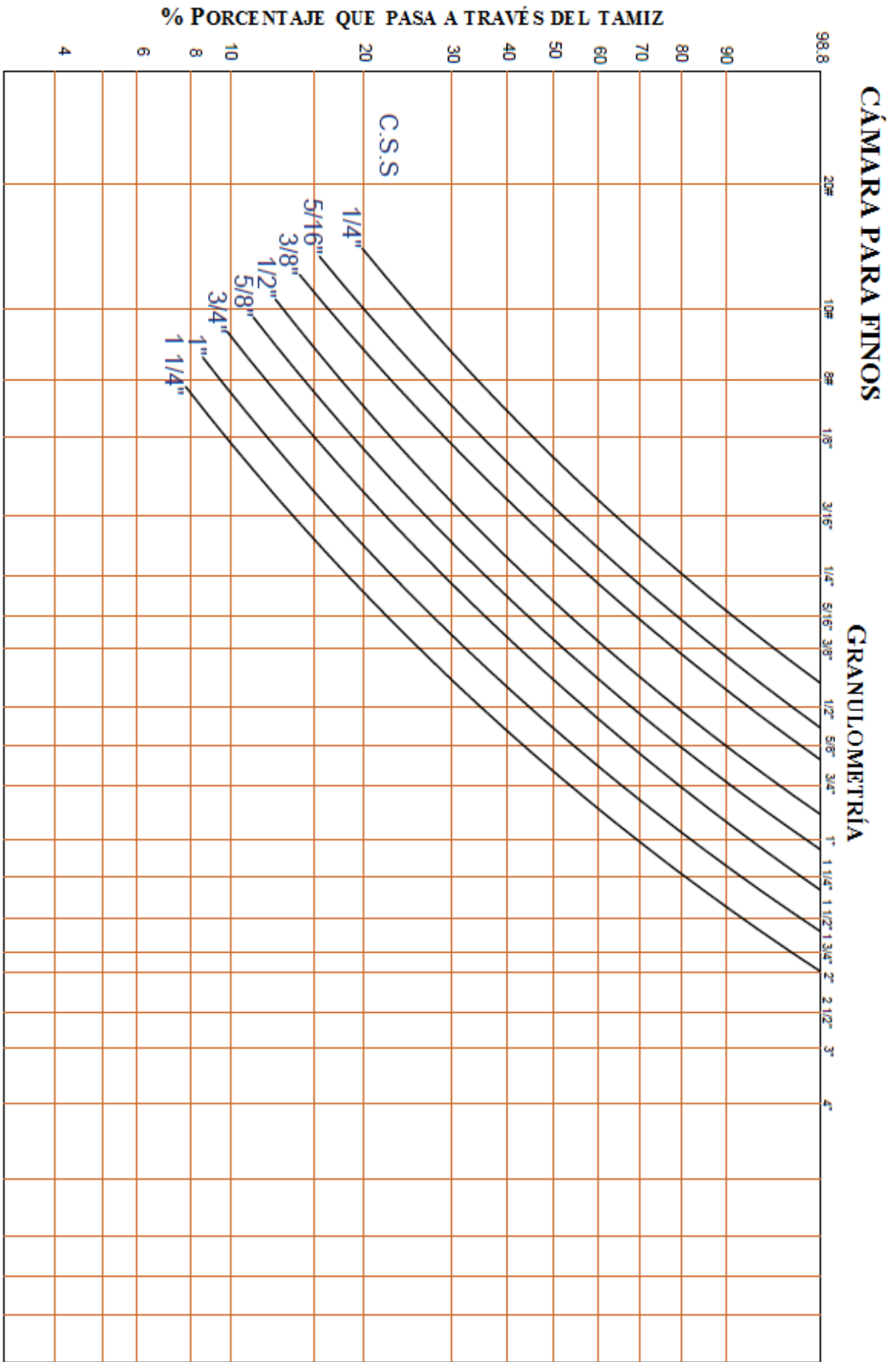


Figura 3.5-32 Curvas de producto de una cámara de finos. Adaptado de Hydrocone FACO (1994).

La Tabla 3.5-6 indica que una trituradora modelo 760 trabajando con una abertura de 1 in. en circuito abierto produce 175 m<sup>3</sup>/h para una cámara de medios. Si se compara la curva correspondiente a la abertura de 1 in. en la gráfica de la cámara de trituración para medios se indica :

- 1) El 98.8 % del producto triturado es menor a 1 ¾ in. es decir, que pasa por una malla con esa abertura y el 1.2 % restante queda retenido en la malla por ser mayor a 1 ¾ in.
- 2) El 92 % del producto triturado es menor a 1 ½ in. y el 8 % restante es mayor a 1 ½ in.
- 3) El 6.8 % es el porcentaje del producto que pasa por la malla de 1 ¾ in. y queda retenido en la malla de 1 ½ in. lo cual quiere decir, que es el porcentaje del producto cuyo tamaño se halla entre 1 ¾ y 1 ½ in.
- 4) De la misma manera, podemos indicar que el 31 % del producto tiene un tamaño entre 1'' (69 % que pasa) y ½'' (38 % que pasa).

Basándose en estas consideraciones se puede determinar la distribución granulométrica del producto triturado, por ejemplo, para las mallas de 1 ½, 1, ¾, ½ y ¼ in. (Tabla 3.5-7). Siendo la curva de 1 in. interceptada por los cinco tamaños elegidos en los porcentajes del producto que pasa es decir 92, 69, 54, 38 y 21 respectivamente.

**Tabla 3.5-7**  
Distribución granulométrica trituradora 760.

Distribución granulométrica	Porcentaje	Producción	m <sup>3</sup> /h
Mayor a 1 1/2 "	8	175 x 0.08	14
de 1" a 1 1/2"	40	175 x 0.4	40
de 3/4" a 1"	26	175 x 0.26	26
de 1/2" a 3/4"	28	175 x 0.28	28
de 1/4" a 1/2"	30	175 x 0.30	30
menor a 1/4"	37	175 x 0.37	37
Suma	100	175	

### Capacidad.

Los métodos aplicables para estimar la capacidad de las trituradoras giratorias son aplicables a trituradoras de cono por su similitud. Para seleccionar un trituradora de cono la abertura de alimentación de ser 1.1 veces más grande que la partícula de mayor diámetro que se pueda alimentar. Es importante considerar que el rendimiento de la trituradora de cono está en función del circuito, es decir si este es cerrado o abierto.

La alimentación debe estar libre de material fino de lo contrario reducirá la capacidad de trituración y provocará que se sature la zona de finos. Para ajustarse a las necesidades de la operación las trituradoras de cono tienen distintas cámaras de trituración las cuales se deben de elegir en función del tamaño de alimentación y producto deseado.



Cuando no es posible alcanzar el tamaño del producto deseado se recurre a la operación en circuito cerrado con trituradoras de cabeza corta y cribas vibratorias. Sin embargo, si no se tiene una clasificación de la carga circulante existe la probabilidad de que el material cercano a la abertura de descarga cause una sobrecarga de finos.

La capacidad de las trituradoras de cono se puede expresar matemáticamente como:

$$Q = (G, p_s, v, L_{MÁX}, L_{MÍN}, L_T, N, D, \theta, K, g, H, \mu, R, W_i) \quad (3.5.1)$$

Donde:

Q: Capacidad.

G: Abertura de alimentación.

H: Altura vertical de la cámara de trituración.

$L_{MÁX}$ : Longitud máxima de abertura (conjunto abierto).

$L_{MÍN}$ : Longitud mínima de abertura (conjunto cerrado).

$L_T$ : Longitud de la abertura en la alimentación.

K: Constante del material.

N : Revoluciones por minuto.

$\theta$ : Ángulo del cono respecto a la horizontal.

g: Aceleración gravitacional.

$\mu$  : Coeficiente de fricción del material.

$p_s$ : Densidad del sólido.

v : Velocidad (rpm).

$\alpha$  : Ángulo de pellizco.

$W_i$  : Índice de trabajo de Bond.

D: Diámetro de la coraza en una sección transversal.

R: Relación de trituración.

En una primera aproximación el fabricante Symons proponen la siguiente ecuación empírica para la capacidad de las trituradoras de cono:

$$Q = 6.8 (D^2)(d_2)(\vartheta)(\gamma) \quad (3.5.2)$$

Donde:

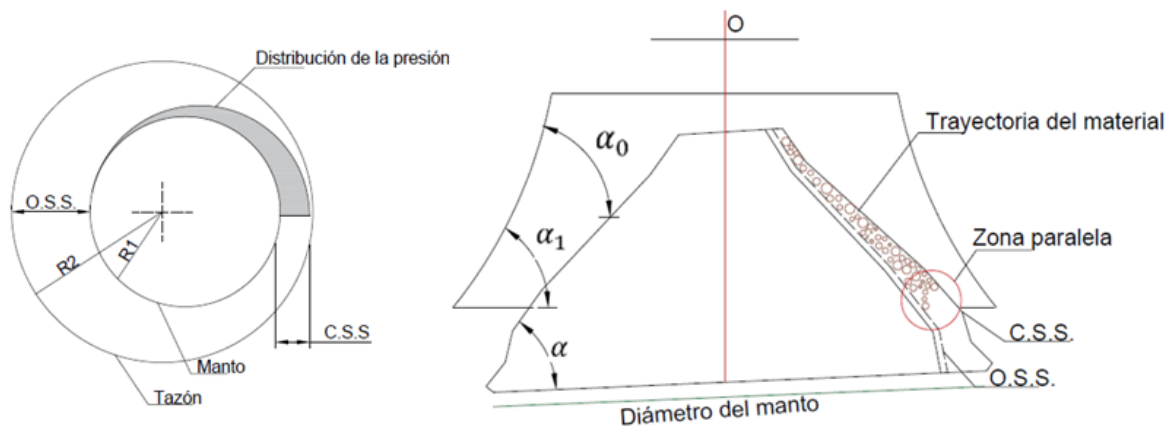
$\gamma$ : Peso específico del material en  $t/m^3$ .

D: Diámetro del manto, en m

$d_2$ : Tamaño promedio del material en la descarga, en m

$\vartheta$  : Rendimiento de la transmisión del motor de la excéntrica entre un 0.70 y 0.8.

El uso de expresiones empíricas es muy limitado porque no consideran las características del material alimentado y las variables de operación, en la Figura 3.5-33 se muestran las variables de la cámara de trituración que se deben de considerar para estimar la capacidad.



**Figura 3.5-33** Variables de la cámara de trituración. Adaptado de Ruiue, Boqiang y Guoguang (2018).

### Nomenclatura.

R1: Radio del cono móvil.

R2: Radio del cono fijo.

O: Punto de suspensión del eje principal.

$\alpha$ : Ángulo del cono.

$\alpha_1$ : Ángulo entre placas.

$\alpha_0$ : Ángulo del revestimiento superior.

Gupta y Yan (2016) indican que los trabajos de Gaudie K, Rose & English y Broman son apropiados para la estimar la capacidad de las trituradoras de cono.

Gaudie (1954) derivó una expresión teórica que considera el ángulo de cono y longitud recorrida del material antes de llegar a su descarga. La expresión de Gaudie para la capacidad está dada por:

$$Q = 0.35\pi \sin\theta (L_{MÁX} + L_{MÍN})gH(\sin\theta + \mu\cos\theta)^{0.5} [m^3/h] \quad (3.5.3)$$

Broman desarrolló una expresión considerando una sección transversal de la cámara donde determinó el tiempo y distancia recorrida de las partículas durante el ciclo. La capacidad volumétrica está dada por:

$$Q_v = \frac{(D_M - L_{MÍN})\pi L_{MÍN} L_T 60 NK}{\tan \alpha} [m^3/h] \quad (3.5.4)$$

Rose & English tomaron en cuenta el tiempo en el que la partícula es triturada tomando en cuenta el índice de trabajo, además de la distancia máxima y mínima entre las superficies de desgaste (Gupta y Yan, 2016).

$$Q = \frac{W_i D p_s \sqrt{L_{MÁX} - L_{MÍN}} (L_{MÁX} + L_{MÍN}) K}{2 \sqrt{\frac{R}{R-1}}} \quad [t/h] \quad (3.5.5)$$

### Velocidad.

González (1977) indica que Lewenson y Preigerson en el año de 1962 desarrollaron una fórmula empírica para la estimación de la velocidad del cono y potencia del motor. Para calcular el número de revoluciones de la excéntrica, es decir el número de ciclos utilizando la siguiente fórmula:

$$N = 133 \left( \sqrt{\frac{\text{sen}(\alpha) - (\mu \times \cos(\alpha))}{L_{MÍN}}} \right) \quad (3.5.6)$$

Donde:

N: Revoluciones de la excéntrica (rpm).

$\alpha$ : ángulo del cono triturador el cual puede ser de 24° a 39° llegando hasta 45°.

### Consumo de energía.

Gupta y Yan (2016) indican que la expresión que formuló Rose & English para calcular la potencia requerida para trituradoras giratorias es aplicable para las trituradoras de cono. Esta fórmula indica que la potencia es proporcional a la capacidad y considera las variables de operación. De esta forma se puede realizar la estimación de la potencia con la siguiente expresión:

$$P = 0.01195 W_i Q \left( \frac{\sqrt{G} - 1.054 \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}}{\sqrt{G} \times \sqrt{(L_{MIN} + L_T)}} \right) [kW] \quad (3.5.7)$$

La ecuación para el cálculo de la potencia que Motz (1978) propuso para trituradoras giratorias también es aplicable para las trituradoras de cono, basándose en la teoría que relaciona la resistencia al impacto de los materiales para el cálculo del índice de trabajo. La ecuación propuesta por Motz es:

$$P = \frac{10 W_i (\sqrt{F_{80}} - \sqrt{P_{80}})}{\sqrt{F_{80} P_{80}}} [kW] \quad (3.5.8)$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Una trituradora Symons con un diámetro del manto de 4 ft y un ángulo del cono de  $41^\circ$  se alimenta mineral con un coeficiente de fricción con la superficie del cono triturador de 0.3. La cámara bajo la que opera la trituradora tiene una abertura de descarga de 0.13 m.

Calcular las revoluciones por minuto bajo las cuales debe de operar la trituradora con la configuración indicada.

**Solución: 242 rpm**

2. En una cantera se alimenta piedra caliza a una trituración secundaria con un  $F_{80}$  de 50 mm a una trituradora de cono estándar, el análisis granulométrico del producto es:

Tamaño (mm)	Peso retenido (%)
12	0.3
8	8
6	42
3	18
1.5	10
0.75	12
0.4	5
-0.4	4.7
Sumatoria	100

Posteriormente se modificó el tamaño de alimentación debido a cambios en la configuración de la trituradora primaria se obtuvo un  $F_{80}$  de 20 mm, adquiriendo un  $P_{80}$  de 0.5 mm y se mantuvo la potencia constante. Calcular los HP por tonelada corta tratada, considerando un índice de trabajo 10.7 para la caliza.

**Solución: 1.35 HP/tonelada corta, 5.40 HP/tonelada corta**

3. Una trituradora de cono de cabeza corta tiene una altura de 2.1 m, tiene una distancia máxima entre el manto y el cóncavo de 30.4 cm y una distancia mínima de 5.1 cm. Considerando un coeficiente de fricción de 0.55 para la caliza y un ángulo del manto de  $45^\circ$ . Se pide al ingeniero encargado de la operación de la planta calcular la capacidad para obtener el producto deseado.

**Solución:  $6.65 \text{ m}^3/\text{h}$**

4. Una trituradora Hydrofine tritura mineral de manganeso que tiene un peso específico de  $2.6 \text{ t/m}^3$ , la trituradora opera a 240 r.p.m y tiene un diámetro de manto 1.65 m. Una vez que el material es triturado se tiene una granulometría de 15 mm.

Calcular la capacidad de la trituradora en toneladas por hora bajo estas condiciones.

**Solución: 173 t/h**

## REFERENCIAS

- Allis Chalmers (1953). *Crushing Practice and Theory*.
- Burroughs C. (1991). *Materials Beneficiation* (pp. 13-15). Springer- Verlag.
- Flavel M., Jergensen G. y Motz J. (1985). Cone Crushers. En Weiss N. L. (Ed.) *Mineral Processing Handbook* (pp. 3B-50 – 3B-67). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME.
- Gauldie K. (1954). The output of Gyrotory Crusher. *Engineering* (pp. 557 -559).
- Gonzales A. (1977). *Manual Tecnológico del cemento* (pp. 54-55). Editores Técnicos Asociados.
- Gupta A. y Yan D. (2016). *Mineral Processing Design and Operations* (pp. 153 -167) 2a ed. Elsevier B.V.
- Gyradisc Crusher Instruction (1988). N°. 53201
- Gyradisc Crusher Renox (1988) Réf 5001-11/84
- Gyrasphere Crusher 48s (Telsmith).1/94
- Hydrocone Línea Faco(1994). Allis – Chalmers N° 0778-8
- Motz J. (1978). Crushing. En Mular A. L. & Bhappu R.B. (Eds.), *Mineral Processing Plant Design* (pp. 213-215). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc.
- Mular A., Halbe D. y Barratt D. (2002). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control* (pp. 588 - 589). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Nordberg (1988).Gyradisc Crusher Instruction.
- Nordberg Machinery (1983). Instructions for Symons Cone Crusher M – 502B.
- Ruiyue L., Boqiang S. y Guoguang L. (2018). Influence of Operating Conditions and Crushing Chamber on Energy Consumption of Cone Crusher (p.3). Artículo de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Ciencias y Tecnología de Beijing.
- Sandvik (2014) Hydrocone. Rock Processing. Svedala.
- Sandvik (2015). Cone Crusher Rock Processing.
- Taggart A. (1945). *Handbook of Mineral Dressing* (pp. 4-44 – 4-55) Wiley Engineering Handbook Series.
- Telsmith (2005). Astec Company, SBS Cone crusher.
- Wills B. y Finch J. (2016). *Mineral Processing Technology* (p.127 - 129 ) 7 a ed. Elsevier B.V.

Ver [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.5](#) se muestran artículos complementarios Trituradoras de Cono de apoyo para el alumno para comprender las variables de operación de estas trituradoras de cono y su aplicación.

[Material 9. Cone crusher operational variables.](#)

[Material. 10 Plant design considerations for cone crusher applications](#)

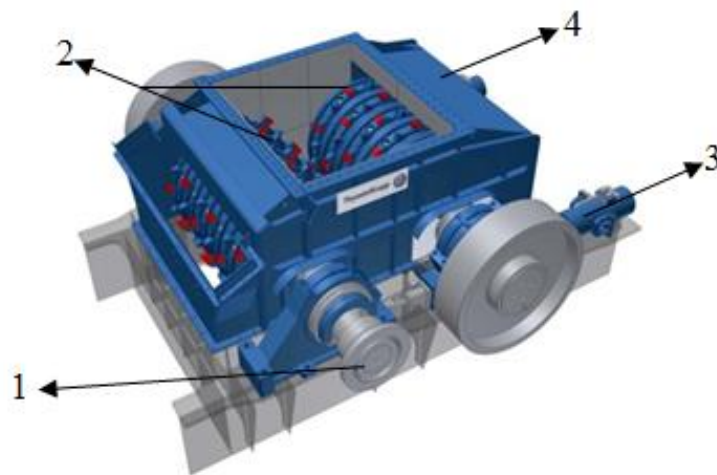
[Material 11. The Metso MP1250 cone crusher – two case studies.](#)

### 3.5.2 DISEÑO DE TRITURADORAS DE RODILLO

Las trituradoras de rodillos tienen un diseño y mecanismo de trituración diferente a los equipos de trituración antes descritos. Pueden ser utilizadas como trituradoras primarias, secundarias o terciaria dependiendo de las características de la operación, es importante destacar que estas trituradoras han sido utilizadas principalmente para la reducción de tamaño de material friables y poco abrasivos como rocas ornamentales, carbón, yeso, coque, sal, caolín y menas de hierro (Wills y Napier –Munn, 2006).

En comparación con los demás equipos estas trituradoras tienen la posibilidad de trabajar con materiales húmedos, arcillosos o congelados los cuales tienden a obstruir las trituradoras giratorias, cono y quijada. Una desventaja es que no son recomendables para el procesamiento de materiales que tiendan a fracturarse en láminas porque pueden deslizarse sin ser reducidas de tamaño.

Estos equipos fueron diseñados con el objetivo de combatir los problemas de obstrucciones en las trituradoras tradicionales. Las trituradoras de rodillos consisten en un marco de acero donde se montan dos elementos de trituración giratorios comúnmente llamados rodillos los cuales tienen una cubierta (elementos de desgaste) que puede ser lisa o dentados ver Figura 3.5-34.



**Figura 3.5-34** Componentes de una trituradoras de doble rodillo. **Leyendas:** (1) Eje del rodillos, (2) Rodillos dentados, (3) Ajuste hidráulico y (4) Marco de acero. Tomado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

Los elementos de desgaste giran sobre su propio eje hacia la cara del rodillo opuesto. Las partículas caen entre los rodillos y son atrapadas llevando a cabo la trituración por fuerzas de compresión y abrasión (Pryor, 1985).

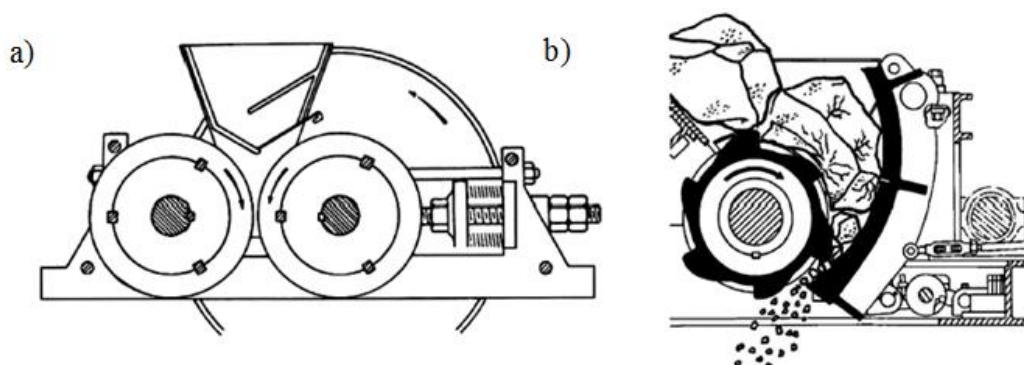
Cuando el material cae en los rodillos es impactado por los dientes y es llevado a los espacios que existen entre ellos donde es arrastrado a la zona de trituración. Los dos mecanismos de trituración suceden en dos procesos, en una primera instancia las partículas fallan a compresión cuando el material es forzado a separarse entre los dientes a medida que giran los rodillos, el segundo proceso las partículas fallan por tracción cuando el material es rasgado entre los dientes, creando suficiente fuerza de tracción para causar la fractura (Subba, 2011).

Las trituradoras de rodillos están disponibles con un solo rodillo donde el material es triturado entre el rodillo y una placa fija; sin embargo se fabrican comúnmente en una configuración de doble rodillo. Actualmente existe una nueva variante de esta familia la trituradora de rodillo excéntrico (ERC) desarrollada por Thyssenkrupp.

A diferencia de las trituradoras de quijada y giratorias, donde la trituración se da por fuerzas de presión repetitivas a medida que el material pasa por la cámara de trituración hasta el punto de descarga, el proceso de trituración en los rodillos ocurre en una sola compresión. En comparación con las demás trituradoras su estructura es liviana y su instalación no es robusta como el caso de una trituradora giratoria. La acción aplastante en las trituradoras de rodillos es continua, algunos autores hacen referencia a esta acción como “una mordida” una vez que el material cae en la cara del rodillo y es sometido a compresión continua hasta que alcanza el punto de descarga. Otro punto de comparación con las otras trituradoras es que no depende de la gravedad para desplazar el material a través de la cámara de trituración, en la trituradora de rodillos convencionales existe una zona de trituración y no una cámara de trituración por lo tanto no existe una carrera de trituración. La distancia entre las caras de los rodillos establece la abertura de descarga, la cual puede cambiarse mediante un ajuste hidráulico o mecánico (Burroughs, 1991).

Se debe procurar que las caras de los rodillos estén paralelas para proporcionar un producto uniforme. La relación de trituración es muy pequeña de 3:1 con un máximo en casos especiales de 7:1. Este proceso de trituración da como resultado un rendimiento alto de los elementos de desgaste compensando la pequeña relación de trituración.

En el caso de las trituradoras de un solo rodillo éste gira hacia una placa fija, en la Figura 3.5-35 se muestran los tipos de trituradoras de rodillos convencionales. Las trituradoras de rodillos también se fabrican con tres o cuatro rodillos. En algunos equipos los diámetros y velocidad de los rodillos pueden ser diferentes. Los rodillos se accionaban en el pasado con engranes, pero se veían limitados por la distancia que se alcanza entre las caras de los rodillos en la actualidad son impulsados por un motor eléctrico (Wills y Finch, 2016).



**Figura 3.5-35** Tipos de trituradoras de rodillos. **Leyendas:** a) Trituradoras de doble rodillo y b) Trituradora simple Tomado de Wills y Finch (2016).

Las trituradoras de rodillos múltiples utilizan rodillos en pares o juegos de tres, en la Figura 3.5-36 se puede observar la configuración que llevan los rodillos en estas trituradoras de múltiples rodillos. Sin embargo, en las plantas de beneficio las trituradoras con más de dos rodillos son raras, su desventaja radica en los altos costos de inversión que se tiene para lograr una relación de trituración razonable, es necesario equipar las trituradoras con grandes rodillos.

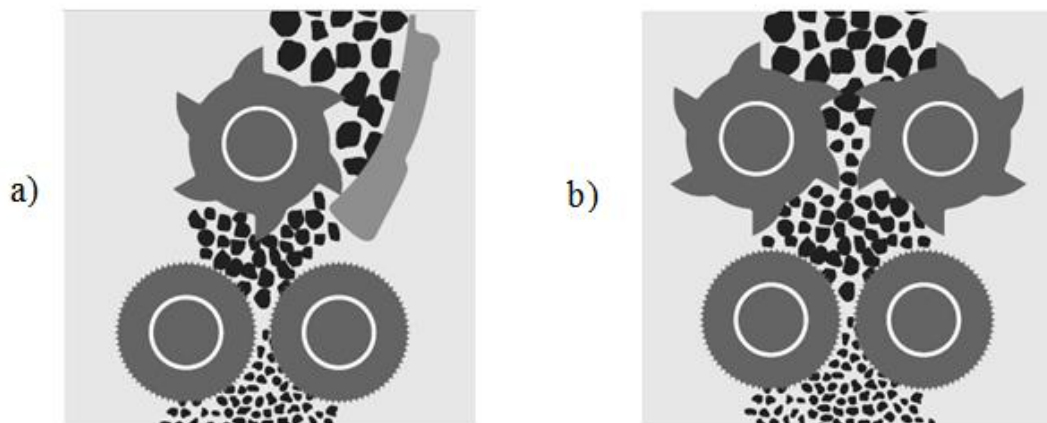


Figura 3.5-36 Trituradoras de a) triple rodillo y b) cuádruple rodillo. Tomado de McLanahan. (2000).

Gupta y Yan (2016) indican que otro tipo de trituradoras son las unidades de rodillos de alta presión (HPGR) la acción aplastante a alta presión tiene lugar entre dos rodillos. El mineral se alimenta a lo largo de los rodillos llenando la zona de trituración, lo que promueve la trituración en un lecho de partículas. En comparación con las trituradoras de rodillos convencionales donde se produce la trituración entre el contacto de los dos rodillos, en estos equipos la fuerza de compresión y abrasión hace que las partículas se aplasten entre ellas y la superficie del rodillo (Figura 3.5-37). Esta tecnología HPGR fue diseñada en un principio para la industria del oro por las micro fracturas que producen y promueven la cinética de la lixiviación de estos minerales.

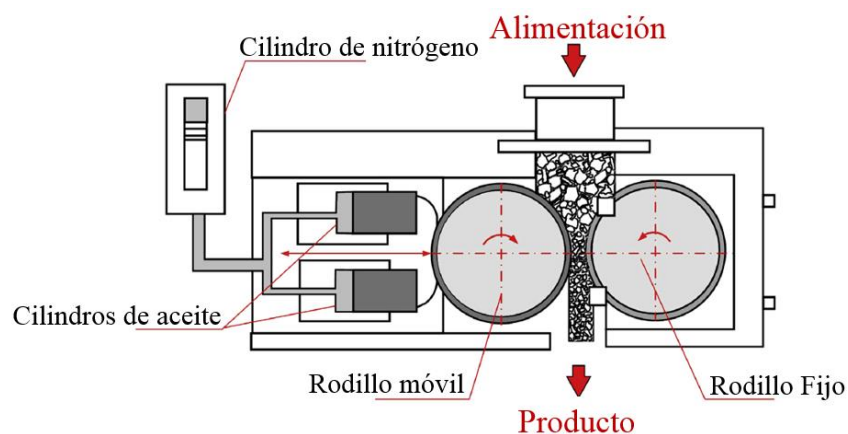
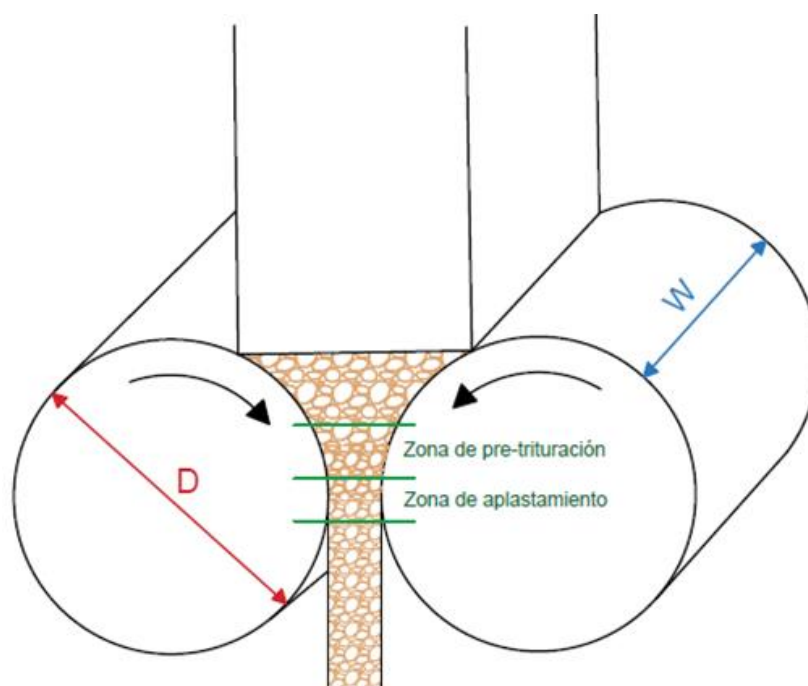


Figura 3.5-37 Construcción de las unidades HPGR. Adaptado de Wills y Finch (2016).



Las unidades HPGR son rodillos que se someten a alta presión a las partículas de modo que generan fuerzas de compresión y choque entre partículas. La presión es aplicada sólo a uno de los rodillos mediante un sistema hidroneumático mientras que el otro se mantiene fijo. La alimentación se realiza por medio de una tolva en la parte superior de la trituradora.

El proceso de trituración de las HPGR sucede en dos etapas; las partículas se trituran por compresión en un lecho. En la primera etapa (zona de pre-trituración) el material ingresa a la zona y se somete a una aceleración para alcanzar la velocidad tangencial del rodillo. Debido a esto el material se compacta gradualmente y las partículas más grandes se someten a compresión generando fisuras. En la segunda etapa (zona de aplastamiento) el material ingresa a la zona de compactación dando como resultado la disgregación de las partículas. En la Figura 3.5-38 se muestran las dos zonas del proceso de trituración y el diámetro (D) y ancho (W) de los rodillos (Gupta y Yan, 2016).



**Figura 3.5-38** Etapas de trituración de una unidad HPGR.

En las trituradoras de rodillo existen dos diseños por el mecanismo de giro de los rodillos. En el primer tipo ambos rodillos están fijados a un marco con un sistema para ajustar la posición lateral en uno de los rodillos con el objetivo de controlar el espacio entre ellos. Una vez ajustado el espacio entre los rodillos, estos se fijan. Un rodillo está unido al mecanismo de accionamiento, mientras que otra gira por fricción.

En el segundo diseño al menos un rodillo está montado sobre un resorte que forma el rodillo impulsor, el otro gira por fricción. El resorte ayuda a proporcionar una presión uniforme a lo largo de los rodillos. Los resortes son helicoidales y la presión varía con el tamaño de la trituradora.

Las superficies de los rodillos pueden ser lisas, dentadas, corrugadas, acanaladas o trapezoidales. Los rodillos dentados de trabajo pesado (diámetros de rodillos mayores a 12”) se usan como trituradoras primarias con dientes piramidales. Los dientes de los rodillos ofrecen fuerzas complejas de penetración y compresión adicionales que ayuda a romper y desintegrar materiales duros. Las superficies del rodillo juegan un papel importante en el proceso de pellizco de las partículas para luego ser arrastradas a la zona de aplastamiento por los rodillos. Las superficies corrugadas, acanaladas y trapezoidales ofrecen una mejor fricción y presión que las superficies lisas. Los cilindros lisos deben ser montados con la mínima distancia entre ellos, en algunos casos esta separación suele ser casi cero. En el caso que se utilicen rodillos lisos estos deben de moverse a la misma velocidad para que las fuerzas de compresión actúen sobre el material de manera homogénea de lo contrario el material será proyectado (Fueyo, 1999).

Los rodillos dentados son aquellos cilindros que tienen aditamentos de diferentes formas que van desde elevaciones y huecos alternados hasta cuchillas las cuales pueden ser puntas, pirámides, trapezoidales, onduladas, canales rectos o cruzados, ver Figura 3.5-39. Estas formas se utilizan dependiendo el tipo de material a triturar, el tamaño de alimentación y la granulometría deseada en el producto. Cuando los dientes se desgastan se reduce su capacidad de aplastamiento, aumentando el consumo de energía y disminuyendo la posibilidad de triturar gruesos (Leonard, 1991).



**Figura 3.5-39** Superficies dentadas de las trituradoras de rodillo. Tomado de Sandvik (2016).

La velocidad promedio de los rodillos de cara lisa de un diámetro menor a 12 pulgadas (rodillos de trabajos livianos) es aproximadamente de 400 ft/min, los rodillos mayores a 12 pulgadas (rodillos de trabajo pesado) alcanzan hasta 2,000 – 2,200 ft/min a estas velocidades la acción aplastante es violenta. Una velocidad lenta permite que la alimentación se distribuya uniformemente en el ancho de los rodillos, es recomendable que la operación sea en circuito cerrado cuando se desee un tamaño de producto fino.

El ángulo de compresión se ve afectado por la distancia entre los rodillos; el ángulo de compresión se define como el ángulo tangente a la superficie del rodillo en los puntos de contacto entre el rodillo y la partícula. Depende de las características superficiales de los rodillos, por lo general el ángulo de compresión (ángulo de pellizco) es de 20° a 30° pero en algunas trituradoras de gran tamaño es de 40° (Burroughs, 1991).

El dimensionamiento de las trituradoras de un solo rodillo está dado por el diámetro y ancho del rodillo, es decir una trituradora de un solo rodillo McLanahan de 21" x 36" el rodillo tiene un diámetro de 21 pulgadas y un ancho de 36 pulgadas. Teniendo esto en cuenta las trituradoras de rodillos se pueden dividir en trituradoras de trabajo ligero y pesado. Los diámetros de trabajo ligero varían entre 8 y 30 pulgadas con un ancho de la cara entre 9 y 18 pulgadas. Los diámetros de las trituradoras pesadas oscilan entre 35 y 39 pulgadas con un ancho de 11 y 24 pulgadas.

Las trituradoras de Rockmasters de McLanahan tienen un diámetro entre 21" y 24" las cuales son capaces de reducir material a un tamaño nominal de 3 pulgadas mientras que los rodillos entre 30" y 36" de diámetro reducen el material a un tamaño de 5 pulgadas. En la Tabla 3.5-8 se muestran el modelo Rockmasters de McLanahan y sus capacidades, este fabricante ofrece trituradoras simples y de doble, triple o cuádruple rodillo los cuales se fabrican en diámetros de 21, 24, 30 y 36 pulgadas.

**Tabla 3.5-8**  
Trituradoras de la serie Rockmaster.

TRITURADORAS DE UN RODILLO "SERIE ROCKMASTER"						
	Ancho de los rodillos					
Separación entre los rodillos	36"	42"	48"	54"	60"	72"
	Capacidad en toneladas cortas por hora					
3"	125	167	209	251	292	335
4"	146	195	244	292	341	390
5"	167	223	278	334	390	446
6"	186	251	313	376	439	501
7"	209	279	348	418	487	557
8"	251	335	418	501	585	669

Adaptado de McLanahan (2000).

Actualmente diferentes proveedores ofrecen trituradoras de rodillos simples, dobles, triples y cuádruples en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.6](#) se muestran las características de los equipos:

Material 1. McLanahan

Material 2. Pennsylvania Crusher

Material 3. Thyssenkrupp

Leonard (1991) señala que las trituradoras de un solo rodillo tienen una construcción simple y consiste en un marco de hierro fundido en el que se monta el rodillo y una placa estacionaria. Estos equipos tienen una velocidad de 400 – 450 ft/min. El eje del rodillo en su extremo tiene un sistema de engranes el cual es impulsado por un motor y bandas, por lo regular el rodillo consiste en un tambor de acero en el que se atornillan segmentos dentados que facilitan la acción de trituración basada en el impacto, compresión y abrasión del material contra la placa y el rodillo. Estos segmentos regularmente tienen una serie de dientes largos espaciados a un intervalo definido y varios dientes cortos que cubren el mayor porcentaje de la superficie.

En las trituradoras de un rodillo material alimentado se comprime entre el rodillo giratorio y la placa estacionaria. Los dientes largos actúan como alimentadores y penetran a las partículas de mayor diámetro fragmentándolas en partículas más pequeñas, mientras que los dientes de menor tamaño comprimen las partículas sobre la placa logrando el tamaño del producto deseado.

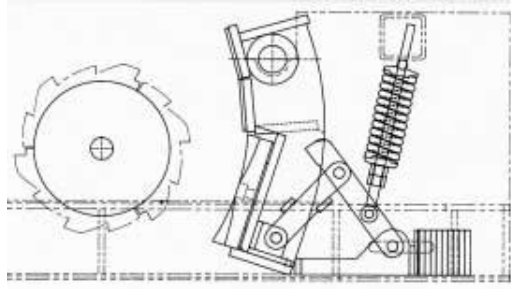
La placa de trituración se mantiene en su posición mediante una barra de tensión que tiene un mecanismo de alivio con resortes que amortiguan el impacto de las partículas protegiendo el marco de acero. Las velocidades de los rodillos varían de 100 a 150 rpm, los rodillos de menor diámetro operan a velocidades más altas que los rodillos de mayor diámetro. La mayor aplicación de estas trituradoras se encuentra en la industria del carbón por lo general son construidas para capacidades aproximadas de 500 toneladas por hora y son capaces de reducir el carbón proveniente de mina a un tamaño de 1.5 pulgadas en una sola etapa.

Las trituradoras de un solo rodillo más grandes pueden triturar carbón directo de mina con un tamaño superior de 48 pulgadas a un producto menor a 6 pulgadas a una producción de 1,820 toneladas por hora. Debido a las fuerzas de fricción el marco, rodillos, engranajes y el eje están hechos de acero de alto carbono para aumentar su vida. Por lo regular la parte superior del marco está reforzada y equipada con orificios para pernos que sirven para la instalación de una tolva auxiliar sobre la trituradora. Esto permite una correcta alimentación abarcando el ancho de los rodillos que se traduce en una mayor eficiencia.

El diseño de la placa estacionaria es muy importante debido a que la trituración se realiza en el ancho de la placa se debe de cumplir con una longitud y una curvatura adecuada, de tal manera que evite que el material salte del rodillo. La curvatura de la placa debe de ser amplia en la parte superior y estrecha en la parte inferior que ayuda a maximizar la relación de trituración. La placa es construida de acero de alto carbono y las placas de revestimiento pueden ser lisas o corrugadas.

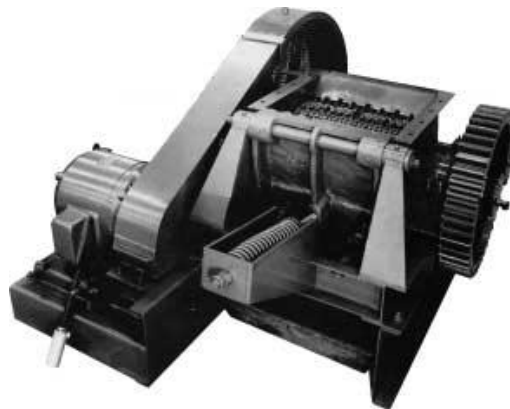
Algunos fabricantes añaden a la trituradora un ajuste en la descarga, este consiste en una bomba hidráulica la cual es operada manualmente a través de una válvula que tiene tres posiciones (directa/ neutral/ inversa), un cilindro hidráulico y un pasador (Figura 3.5-40). El cilindro hidráulico está unido a la parte inferior de la placa fija a través de una barra la cual permite ajustar el tamaño del producto.

Después de realizar el ajuste, el cilindro se retira de la placa, quedando apoyada sobre un resorte en el marco de la trituradora el cual aísla al cilindro hidráulico y al marco de las fuerzas de trituración. Cuando no se cuenta con un sistema hidráulico a las trituradoras se les adapta un tornillo de ajuste manual que permite acercar o alejar la placa en la zona de descarga.



**Figura 3.5-40** Ajuste hidráulico de las trituradoras simples. Adaptado de McLanahan (2000)

Para el paro de emergencia de los rodillos o alivio de la zona de trituración, estos equipos cuentan con un interruptor que detiene el motor ocasionando el paro del rodillo. De igual forma se pueden adicionar cubiertas de acero de seguridad para aislar las correas y los engranes con el objetivo de aislar estos mecanismos del personal para evitar accidentes (Figura 3.5-41). También se pueden equipar con sensores de temperatura en el motor los cuales se conectan a un sistema de alarmas o un dispositivo de apagado automático, en la actualidad es posible monitorear la velocidad de los rodillos facilitando la planeación del mantenimiento.



**Figura 3.5-41** Protección de las correas y engranes. Tomado de McLanahan (2000).

El sistema de lubricación de la trituradora puede ser automático permitiendo una lubricación exacta al eje del rodillo, rodamientos y el eje del motor los cuales permiten el giro de los rodillos, cuando no se cuenta con este sistema la lubricación se hace manual. Para asegurar una lubricación eficiente se tienen sellos anti polvo en los rodamientos y en el eje del motor.

Las trituradoras de doble rodillo consisten en un marco de acero en el que se monta un par de cilindros de acero uno móvil y el otro fijo; el primer método de accionamiento es cuando un rodillo es impulsado por un motor y el segundo se mueve por fricción. Este primer método puede causar un desgaste irregular de los rodillos porque no en todos los casos se puede garantizar una alimentación regular. Es por eso que los modelos actuales tienen dos motores permitiendo que el segundo rodillo gire de manera independiente. La velocidad a la cual gira cada rodillo se transmite mediante bandas y un volante el cual se fija a los rodillos, ver Figura 3.5-42. Los rodillos están conformados por cilindros de acero los cuales son provistos de camisas fabricadas de acero al manganeso que son atornilladas a cada cilindro.



**Figura 3.5-42** Sistema de accionamiento con dos motores. Tomada de Dunne, Kawatra y Young (2019).

Las trituradoras de doble rodillo se utilizan para triturar antracita y en menor medida carbón bituminoso. Pueden triturar el carbón proveniente de mina llegando a un producto de 1.5 pulgadas.

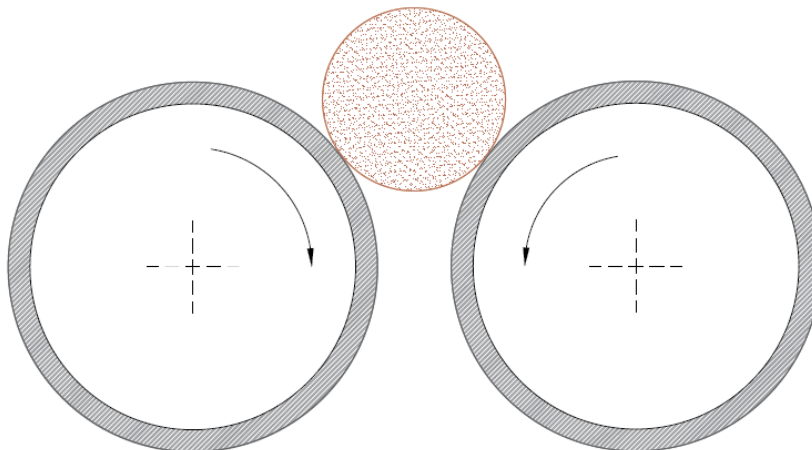
Las velocidades de los ejes son variables, esto permite que cada rodillo gire a una velocidad distinta gracias a los motores independientes. El sistema de velocidades diferencial facilita el efecto de compresión realizado cuando los rodillos están dentados. Para el alivio y el ajuste de la descarga uno de los cojinetes de los rodillos es móvil desplazándose sobre un sistema de rieles independientes uno superior y otro inferior. Esto se logra con una palanca la cual se activa y permite el movimiento del rodillo de manera horizontal aplicando una serie de giros como si fuera un tornillo para crear una gran abertura. Este sistema también permite el ajuste del tamaño del producto, actualmente algunos equipos cuentan con un mecanismo hidráulico el cual opera a través de una barra y un cilindro hidráulico de doble efecto que tensa la barra y regresa a su posición al rodillo (Bowman, 2019).

Los elementos de desgaste se reemplazan cada determinado tiempo de manera directa en el mediante accesos que se encuentran en los costados del marco de acero o se pueden retirar los soportes. Los fabricantes ofrecen diversos materiales (carburo de tungsteno o acero al manganeso) para los dientes.

Burroughs (1991) menciona que en una operación donde se conoce el tamaño del mineral es necesario determinar el diámetro de los rodillos que se requieren para obtener el tamaño del producto deseado. La determinación del diámetro de los rodillos y la separación para una aplicación determinada es necesario conocer:

- Tamaño de alimentación.
- Tamaño del producto.
- Tonelaje a triturar.

Para estimar el diámetro del rodillo es conveniente asumir que la partícula a triturar es esférica y la superficie de los rodillos son lisas. En la Figura 3.5-43 se muestra una partícula esférica a punto de entrar en la zona de trituración. Bajo el supuesto que el radio y la longitud de los rodillos es igual en ambos se puede trazar una tangente en el punto de contacto de la partícula y los rodillos para formar un ángulo de contacto entre la superficie de la partícula y la cara de los rodillos. A partir de este método gráfico es posible calcular el tamaño máximo de alimentación para cualquier diámetro de rodillos. Es importante destacar que los cálculos se basan en un coeficiente de fricción de 0.3 que es un coeficiente promedio para la mayoría de los materiales, siempre que la velocidad de la superficie de los rodillos no sea alta.

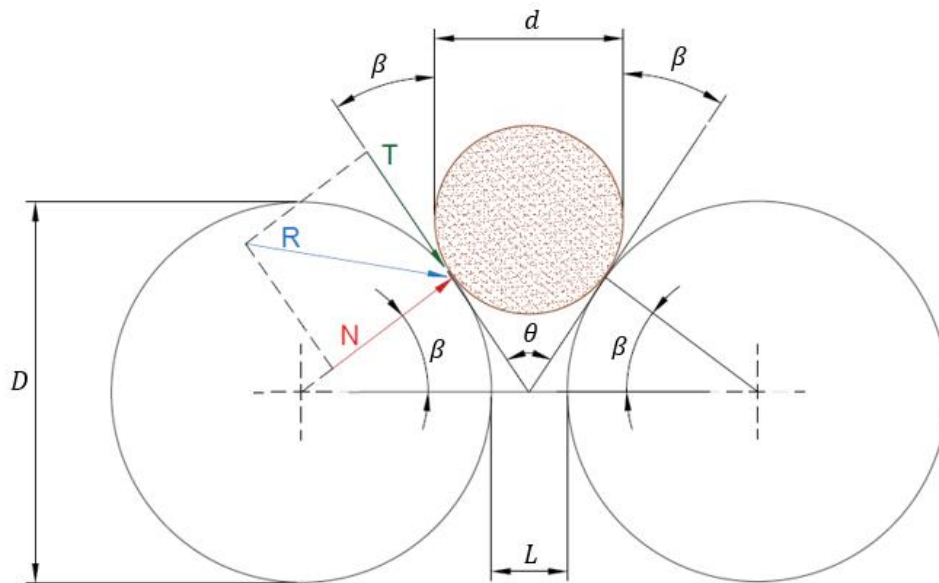


**Figura 3.5-43** Diagrama de la trituración de una partícula entre rodillos.

El ángulo que se forma con las tangentes de las caras de los rodillos en los puntos donde una partícula toca los rodillos se denomina “ángulo de pellizco”, ésta variables es importante para que los rodillos aplasten el material y determinar el tamaño máximo de las partículas que se pueden alimentar y así garantizar su trituración (Gaudin, 1939).

Las partículas que formen un ángulo mayor al calculado simplemente caerán y rebotarán en la parte superior de los rodillos sin ser atrapados. Cuando los rodillos alcanzan una alta velocidad es recomendable emplear ángulos más pequeños en el rango de  $11^{\circ}$  a  $25^{\circ}$ .

El cálculo se basa en el coeficiente de fricción entre el material triturado y los rodillos es el siguiente:  $D$  y  $d$  son el diámetro de los rodillos y la partícula respectivamente (Figura 3.5-44). La gravedad actúa como una fuerza negativa, a las fuerzas que actúan sobre la partícula las cuales se descomponen en fuerza normal ( $N$ ) y fuerza tangencial ( $T$ ).



**Figura 3.5-44** Análisis gráfico para la determinación del ángulo de pellizco.

La resultante de estas fuerzas (R) se dirige hacia abajo de la partícula, llevando a cabo la compresión y aplastamiento de la partícula de lo contrario si la dirección de esta fuerza resultante cambia la partícula se desplazara a lo largo de los rodillos sin ser aplastada. La igualación de las componentes verticales de N y T se describe con la condición limitante para el aplastamiento:

$$N_v = N \left( \text{sen} \frac{\theta}{2} \right) \quad T_v = T \left( \text{cos} \frac{\theta}{2} \right)$$

Cuando se igualan  $N_v$  y  $T_v$ , la condición de aplastamiento se convierte en:

$$N \left( \text{sen} \frac{\theta}{2} \right) = T \left( \text{cos} \frac{\theta}{2} \right)$$

$$\tan \frac{\theta}{2} = \frac{T}{N}$$

Con esta igualación partiendo de la condición limitante de aplastamiento, se obtiene el ángulo ( $\theta$ ) comumente llamado ángulo de pellizco.

$\beta = \left( \frac{\theta}{2} \right)$  es conocido como el ángulo de la fuerza compresión del rodillo

Bajo esta consideración  $T/N = \mu$  ( Coeficiente de fricción) se obtiene la condición general para asegurar el aplastamiento de la partícula:

$$\tan \left( \frac{\theta}{2} \right) \leq \mu$$



Si  $L$  es la distancia entre las caras de los rodillos,  $\theta, L, D$  y  $d$  se pueden relacionar de la siguiente manera:

$$\frac{L}{2} + \frac{D}{2} = \left( \frac{D}{2} + \frac{d}{2} \right) \cos \frac{\theta}{2} \quad (3.5.9)$$

En términos del radio de los rodillos se tiene:

$$\cos \beta = \frac{D + L}{D + d} = \frac{r + L/2}{r + d/2} \quad (3.5.10)$$

Simplificando, el radio del rodillo está dado por:

$$r = \frac{L - d \cos \beta}{2(\cos \beta - 1)} \quad (3.5.11)$$

El diámetro máximo de la partícula estaría dado por:

$$d = 2 \left( \left( \frac{\frac{D+L}{2}}{\cos \beta} \right) - \left( \frac{D}{2} \right) \right) \quad (3.5.12)$$

Con esta relación el tamaño de alimentación calculado es bastante conservador. En el caso de rodillos dentados el tamaño máximo de las partículas de alimentación pueden ser mayor a lo calculado. Este cálculo se realiza para un coeficiente de fricción de 0.3 en la Tabla 3.5-9 se muestra el tamaño máximo de alimentación de diferentes diámetros de rodillos establecidos por Pryor (1985).

**Tabla 3.5-9**  
Tamaño de alimentación para diferentes diámetros de rodillos.

Diámetro de los rodillo	Tamaño máximo de alimentación
9"	0.36"
12"	0.48"
18"	0.72"
24"	0.96"
30"	1.20"
36"	1.44"
42"	1.68"
48"	1.92"
54"	2.16"

Adaptado de Pryor (1985).

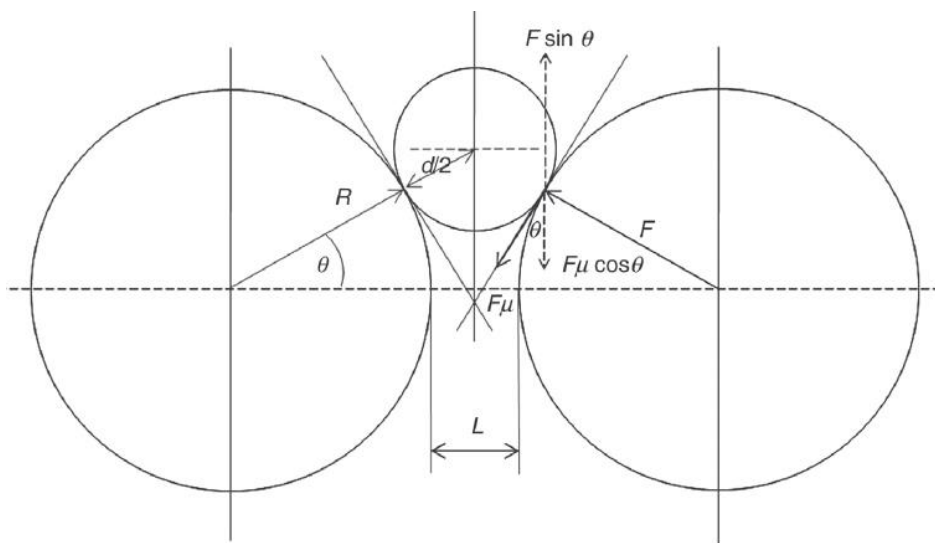
En las expresiones anteriores se requiere del ángulo de pellizco que dependerá del coeficiente de fricción  $\mu$ . Para estimar el coeficiente de fricción se debe considerar una fuerza de compresión  $F$ , ejercida por los rodillos sobre la partícula antes de ser triturado (Figura 3.5-45). Si los rodillos operan de manera normal entre la superficie del rodillo y el punto de contacto con la partícula existe una fuerza de fricción que actúa a lo largo de una tangente en la superficie del rodillo en el punto de contacto.

Gupta y Yan (2016) indican que la fuerza de fricción es una función de la fuerza de compresión ( $F$ ) y esta expresada por la expresión ( $\mu F$ ). Si se consideran los componentes verticales de estas fuerzas y se desprecia la fuerza de gravedad se puede ver que en el punto de contacto (Figura 3.5-45) para que la partícula quede en equilibrio con los rodillos se aplica una condición de equilibrio:

$$F \operatorname{sen} \frac{\theta}{2} = \mu F \cos \frac{\theta}{2} \quad (3.5.13)$$

Donde:

$$\mu = \tan \left( \frac{\theta}{2} \right)$$

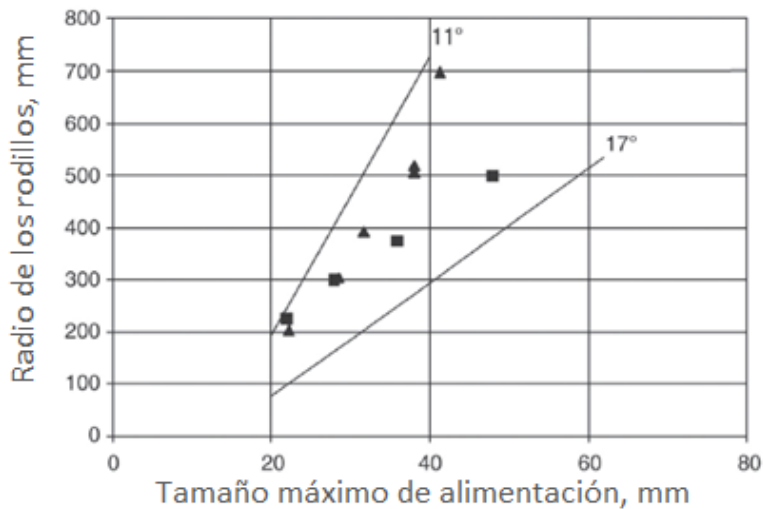


**Figura 3.5-45** Análisis gráfico para la determinar el coeficiente de fricción. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

El coeficiente de fricción se encuentra entre 0.20 y 0.30 el ángulo de pellizco tiene un valor aproximado de  $11^\circ$  a  $17^\circ$ . Sin embargo, cuando los rodillos están en movimiento, las características de fricción entre las partículas del material dependerán de la velocidad de los rodillos. Wills y Finch (2016) indica que la velocidad ( $v$ ) está relacionada con el coeficiente de fricción cinética de los rodillos giratorios y se representa con la siguiente expresión:

$$\mu_k = \left[ \frac{(1 + 1.12v)}{1 + 6v} \mu \right] \quad (3.5.14)$$

Esta ecuación muestra que los valores de  $\mu_k$  disminuyen al aumentar la velocidad. De acuerdo a Wills y Finch (2016) para cambios de velocidad entre 150 y 200 rpm y un coeficiente de fricción el valor de  $\mu_k$  varía entre 0.037 y 0.056. Para valores del ángulo de pellizco entre  $11^\circ$  y  $17^\circ$  la Figura 3.5-46 indica los tamaños de rodillos calculados para diferentes tamaños de alimentación máximos para una separación entre rodillos de 12.5 mm.



**Figura 3.5-46** Radio de rodillos para diferentes tamaños de alimentación. Calculado con una separación entre rodillos de 12.5 mm y ángulos de pellizco de 11 y 17 grados. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

### Ejemplo 3.5.1

En una cantera se alimenta a una trituradora de rodillos piedra caliza a un  $F_{80}$  de 2.5 cm. El coeficiente de fricción entre el acero y las partículas es de 0.25. Si la distancia entre los rodillos es de 6.3 mm. ¿Cuál es el diámetro de los rodillos que se necesita para asegurar la reducción de tamaño?

#### Solución.

Primero se calcula el ángulo de pellizco del rodillo.

$$\frac{\theta}{2} = (\tan^{-1})(\mu)$$

Sustituyendo.

$$\frac{\theta}{2} = (\tan^{-1})(0.25); \text{ el ángulo de pellizco de los rodillos es de } 14^{\circ}2'$$

Conociendo el ángulo de pellizco se procede a estimar el radio del rodillo.

$$r = \frac{L - d \cos\beta}{2(\cos\beta - 1)}$$

Sustituyendo los valores se tiene:

$$r = \frac{6.3 - (25 \times 0.9701)}{2(0.9701 - 1)} = 299.16 \approx 300 \text{ mm}$$

Por lo tanto, el diámetro es de 600 mm.

### Ejemplo 3.5.2

Determinar el diámetro mínimo de los rodillos en una trituradora de rodillos para reducir de tamaño andesita con un tamaño de alimentación de 3.81 cm a 1.27 cm. Si el coeficiente de fricción entre la roca y el acero es de 0.4.

#### Solución.

Tamaño de alimentación: 3.81 cm

Tamaño del producto: 1.27 cm

Coefficiente de fricción: 0.4

$$\begin{aligned}\text{Coeficiente de fricción} &= \tan(\beta) = 0.4 \\ \beta &= 21^\circ 48' \text{ por lo tanto } \cos(\beta) = 0.9285\end{aligned}$$

$$\text{A partir de la expresión: } \cos\beta = \frac{D+L}{D+d}$$

Se tiene:

$$0.9285 = \frac{D + 1.27}{D + 3.81}$$

Se obtiene que el diámetro del rodillo es de 37.72 cm aproximadamente.

Zanker (1980) en su artículo “How to Size Smooth Roll Crushers” propone un nomograma el diámetro de rodillos y espacio entre los rodillos que son de gran utilidad para un cálculo primario (Ver, Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.6 Trituradoras de rodillo – Material 8).

#### Capacidad.

Gupta y Yan (2016) establecen que la capacidad de las trituradoras de rodillos de un solo rodillo o doble rodillo es directamente proporcional al ancho, diámetro y velocidad de los rodillos. Bajo condiciones de alimentación constante, la capacidad está dada por la siguiente expresión empírica:

$$Q = \pi(60)(D)(W)(\omega)(L)(\rho) t/h \quad (3.5.15)$$

Donde:

$D$ : Diámetro del rodillo, m.

$W$ : Ancho del rodillo, m.

$\omega$ : Velocidad, rpm.

$L$ : Distancia entre las caras de los rodillos para trituradoras de doble rodillos y distancia entre la placa fija y el rodillo para trituradoras de un solo rodillo en metros.

$\rho$ : Densidad del material,  $t/m^3$ .

Esta expresión considera que las partículas se alimentan continuamente desde una altura específica y manteniendo el ancho de los rodillos llenos aplastando el material que se alimenta sin tener algún paro. Además, se asume que el producto cae de manera continua con un tamaño igual a la separación entre los rodillos dando una producción teórica.

Gupta y Yan (2016) establecen que para una producción real se debe obtener un factor llamado factor de continuidad a lo largo de la alimentación por la expresión:

$$R_F = 0.0095 \left( \frac{Q}{v_p LW} \right) \quad (3.5.16)$$

Donde:

$Q$ : Velocidad de alimentación, t/h.

$v_p$ : Velocidad angular, m/s.

Se puede establecer una relación entre la capacidad y la velocidad de alimentación, cuando la velocidad es irregular la capacidad disminuye. El factor  $R_F$  se define como la relación entre el tonelaje real que pasa a través de la trituradora siendo reducida de tamaño y el tonelaje teórico que se alimenta.

Taggart (1945) observó que la capacidad real puede ser menor a un 25% de la capacidad teórica. Que hace necesario la corrección por los vacíos entre las partículas y al aumento de la densidad aparente de las partículas a medida que pasa a través de la zona de trituración y cambios en la velocidad de alimentación. Por lo tanto, la capacidad real estará dada por:

$$Q = \pi(60)(D)(W)(\omega)(L)(\rho) * (R_F) \quad [t/h] \quad (3.5.17)$$

Leonard (1991) indica que esta ecuación fue modificada por introducir un factor de eficiencia " $\varepsilon$ " de esta manera se expresa la capacidad como:

$$Q = 3600(\varepsilon)(W)(V_p)(\rho)(L) \quad (3.5.18)$$

Donde:

$\rho$ : Densidad del material ( $t/m^3$ ).

$\varepsilon$ : Factor de eficiencia tiene un valor entre 0.15 y 0.30, según la distancia entre el rodillo y el tamaño del producto.

El producto del factor de eficiencia y la densidad del material fue denominada como densidad operativa, de esta manera pudo observar que la densidad operativa de las trituradoras de rodillo es de 0.25- 0.6  $t/m^3$ .

No siempre es posible aumentar la capacidad aumentando las revoluciones por minuto y los caballos de fuerza a una velocidad demasiado alta tendera a hacer que los dientes proyecten al material fuera de la zona de trituración. En la industria del carbón la expresión del cálculo de la capacidad teórica tiene algunos cambios expresándose de la siguiente manera:

$$Q = F(545)(10^{-7})(D)(W)(\omega)(L)(\rho) \quad [\text{toneladas cortas por hora}] \quad (3.5.19)$$

Donde:

$D$ : Diámetro del rodillo, in.

$W$ : Ancho del rodillo, in.

$L$ : Distancia entre las caras del rodillo o distancia del rollo a la placa fija, in.

$\omega$ : Velocidad, rpm.

$\rho$ : Densidad del material ( $lb/ft^3$ ).

$F$ : Factor empírico propio del carbón mineral el cual incluye la porosidad, ver Tabla 3.5-10.

**Tabla 3.5-10**  
Factor “F” para diferentes tipos de carbón.

Diámetro del rodillo. (pulgadas)	Factor		
	Carbón Bituminoso ( Blando)	Carbón Bituminoso (Medio)	Carbón Bituminoso ( Duro)
18	1.2	0.25	0.8
24		0.27	
26		0.3	
30		0.37	
36		0.5	
48		0.67	
54		0.75	

Adaptado de Leonard (1991).

Gupta y Yan (2016) concluyeron que el consumo de energía de las trituradoras de rodillos varía ampliamente en función de la relación de trituración y la capacidad del equipo. El poder requerido se puede obtener a partir de la siguiente expresión:

$$P = Q (R) (W_i)$$

En los fabricantes se puede observar que los rodillos lisos de baja presión están diseñados para consumir 8 – 50 kW en condiciones secas. Los rodillos de trabajo pesado consumen entre 40 y 550 kW dependiendo del tamaño y las condiciones de humedad.

### 3.5.2.1 CARACTERÍSTICAS DE LAS UNIDADES HPGR

Gupta y Yan (2016) mencionan que en una trituradora de rodillos la trituración se realiza cuando las partículas son atrapadas entre las superficies convergentes de los rodillos, es entonces cuando las fuerzas de compresión actúan para reducir de tamaño de las partículas. En las trituradoras de HPGR además de las fuerzas de compresión también una gran cantidad de partículas se mantiene entre los rodillos creando un lecho que es sometido a una alta presión donde las partículas interactúan entre sí fracturándose siempre que la presión que se aplica sea mayor a su resistencia a la compresión.

Daniel et al. (2019) señala que Schönert y Knoblock estudiaron la energía en los mecanismos de ruptura por fuerzas de impacto y fuerzas de compresión llegando a la conclusión de que las fuerzas de compresión demandan menor energía que las fuerzas de impacto. De esta forma en la trituración a alta presión se pueden aplicar grandes fuerzas de compresión a un lecho de partículas requiriendo una menor energía que en un sistema de trituración donde predominan fuerzas de impacto. Varios son los trabajos que han tratado este tema y las observaciones que se desarrollaron durante varios años dieron como resultado los rodillos de trituración a alta presión.

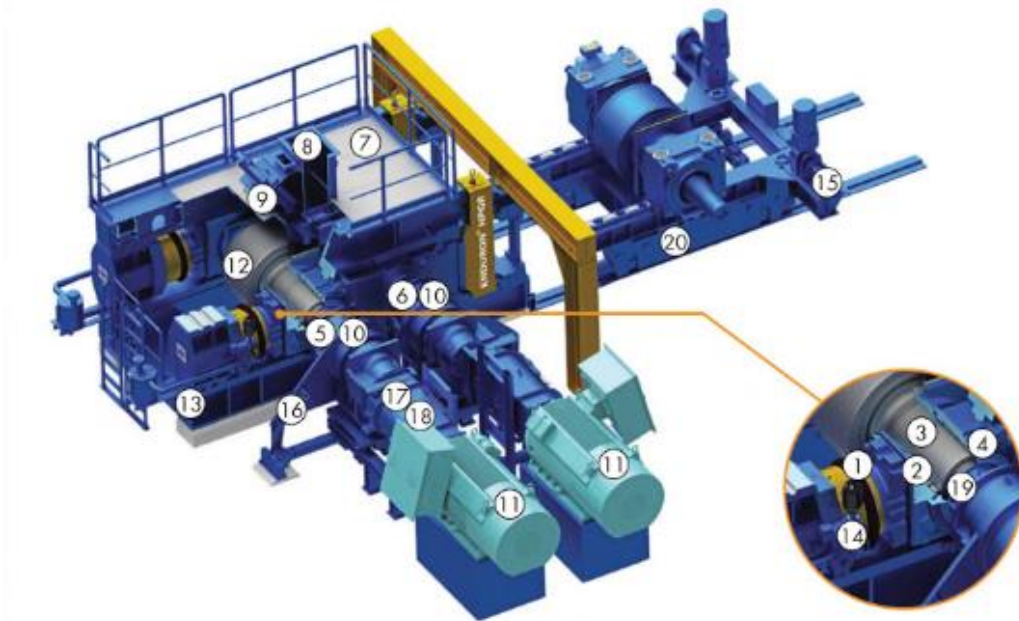
El diseño de las HPGR hace que el contacto entre partículas transfiera la fuerza de compresión entre partículas aplastándolas con una mayor intensidad, debido a que las partículas se compactan forman un producto continuo formando un flujo sin vacíos en el material, ver Figura 3.5-47. En la actualidad los estudios han revelado que los requerimientos de energía por tonelada tratada en las operaciones de HPGR y un molino de bolas es menor que la empleada en los procesos de trituración convencionales.



**Figura 3.5-47** Mecanismo de trituración de las unidades HPGR. Tomada de HEXADUR “High-Pressure Grinding”

El diseño de los rodillos permite que el rodillo móvil se deslice entre almohadillas sin fricción, reaccionando de esta forma a las fuerzas que actúan sobre el rodillo por la interacción sobre el material. El desplazamiento del rodillo móvil permite que se ajuste la distancia entre rodillos. La alimentación a los rodillos se proporciona por medio de una tolva montada sobre éstos para mantener un nivel de alimentación, garantizando que el material se distribuya en lo ancho de los rodillos para permitir la operación continua de los rodillos. Los rodillos se accionan con motores individuales que transmiten el movimiento a los ejes de los rodillos por medio de una caja de velocidades. La mayoría de las unidades HPGR utilizan reductores del tipo planetario, los cuales pueden estar montados en el piso o unirse directamente a los ejes de los rodillos.

La superficie de los rodillos se encuentra protegida por elementos de desgaste estas superficies cuentan con botones de carburo de tungsteno. Los diámetros de los rodillos en la industria varían entre 0.8 y 2.8 m. Las fuerzas a las que se ve sometida la estructura de estos equipos oscilan entre 2,000 y 20,000 kN. Las presiones que ejerce el rodillo móvil varían entre 80 a 350 MPa. Las capacidades del equipo van desde 50 hasta 6,000 toneladas por hora y el consumo de energía oscila entre 1 y 3 kW.h/t. Los componentes principales de una unidad HPGR son un sistema hidráulico, acumuladores de nitrógeno, el marco de la máquina, una tolva externa al marco, dos rodillos (cada uno cuentan con una caja de velocidades y un motor de accionamiento), en la Figura 3.5-48 se muestran los componentes generales de las unidades HPGR (Bowman, 2019).



**Figura 3.5-48** Componentes de las unidades HPGR. **Leyendas:** (1) Sistema hidráulico,(2) cojinete de empuje, (3) eje,(4) rodamiento de los cilindros, (5) rodillo móvil, (6) rodillo fijo, (7) plataforma, (8) tolva de alimentación, (9) Sistema de regulación de la alimentación, (10) Caja de velocidades, (11) Motor, (12) Elementos de desgaste, (13) Marco, (14) Cilindro hidráulico, (15) Soporte, (16) Soporte del torque,(17) Ajuste cardán, (18) Acoplamiento del motor y el eje, (19) Disco hidráulico, (20) Carro de transporte para rodillos. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

De acuerdo con Klymowsly et al. (2002) el marco de acero mantiene en su posición a todos los elementos del sistema de accionamiento. Por lo tanto, su diseño es muy importante para facilitar el acceso a cada uno de los elementos, comúnmente consta de dos secciones de acero una inferior y otra superior. Existen diferentes diseños para el marco de acero estos son:

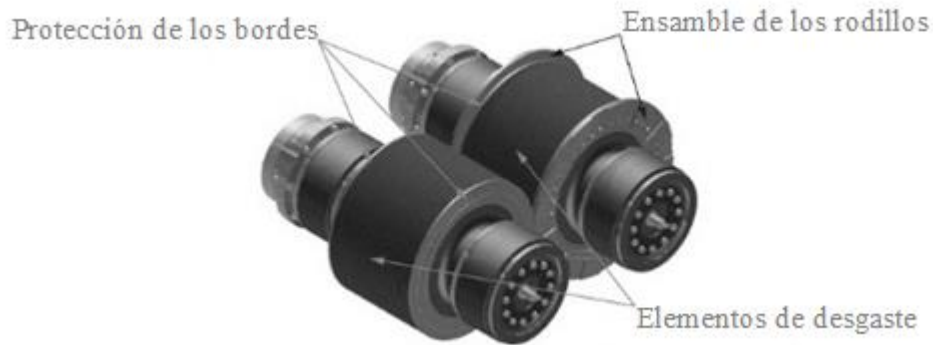
**Marco completamente cerrado.** Requiere de la remoción del marco superior para poder acceder a los elementos de la trituradora haciendo indispensable el uso de una grúa.

**Marco abierto de un extremo.** Solo se necesita que se levante un extremo del marco superior en el lado donde no se encuentra el sistema hidráulico para proporcionar suficiente espacio y permitir la remoción de los rodillos.

**Marco articulado.** Este marco no está unido con tornillos, permite una movilidad independiente en ambos extremos de tal forma que se pueda remover un extremo del marco o ambos extremos a la vez. Este diseño elimina el tiempo de la remoción de los tornillos para acceder al sistema de accionamiento y los rodillos. Sin embargo, su costo de inversión es mayor.

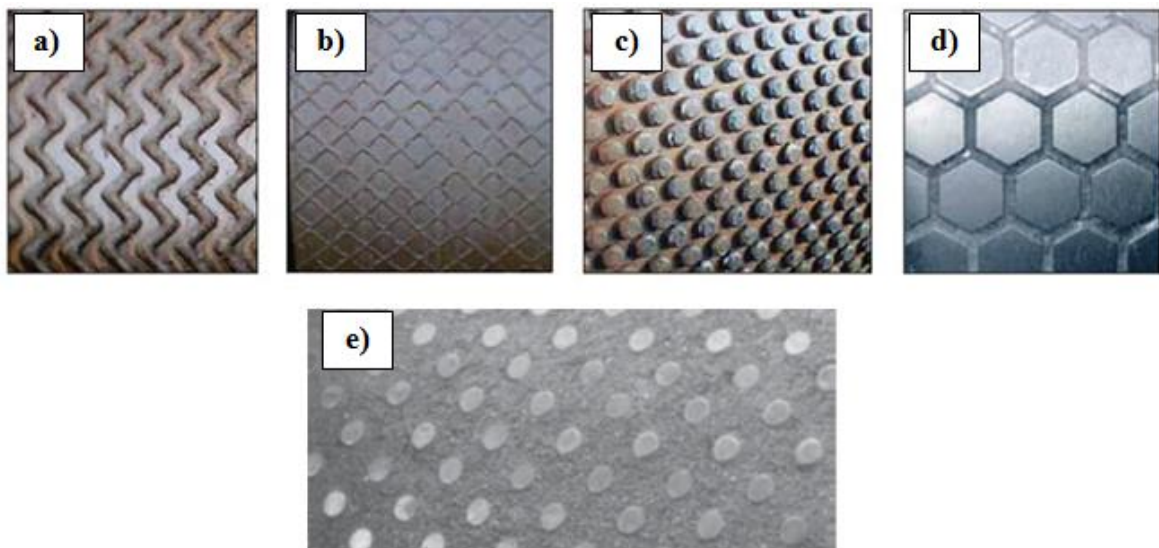
Las dimensiones de los rodillos más utilizados en la industria minera son de 0.7 a 2.8 m de diámetro con una relación de esbeltez (Ancho/diámetro) de 0.2 y 0.6. Las velocidades de los rodillos son de 21 a 23 rpm normalmente los rodillos tienen elementos de desgaste de níquel con botones o escamas de carburo de tungsteno para soportar los grandes esfuerzos de fricción, en la Figura 3.5-49 se muestran los componentes básicos de los rodillos (Bowman, 2019).





**Figura 3.5-49** Construcción de los rodillos en una unidad HPGR. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Los diseños de los rodillos originalmente fueron lisos; posteriormente se incorporaron diversos diseños de botones o escamas que aumentan la resistencia al desgaste permitiendo procesar rocas abrasivas en la Figura 3.5-50 se muestran algunos perfiles de las superficies de los rodillos. El uso de estas superficies de los revestimientos dependerá de las características del mineral a triturar. Los patrones en las superficies determinan el ángulo de compresión que genera la fricción necesaria para inducir el material al lecho de partículas (Wills y Finch, 2016).



**Figura 3.5-50** Tipos de superficies de los rodillos de una unidad HPGR. **Leyendas:** a) Superficie Welded, b) Superficie Chevron, c) Superficie con tachones o botones, d) Superficie Hexadur o hexagonal y e) Superficie de desgaste autógena entre los botones. Tomado de Wills y Finch (2016).

Algunas superficies permiten la acumulación de finos entre los espacios de sus grabados por esta razón se denominan revestimientos autógenos. Las superficies de tachones y hexagonal emplean una capa de desgaste autógena, es decir el material de alimentación triturador se captura y retiene en la superficie del rodillo en las separaciones del grabado este material que queda capturado entra en contacto con el material que se alimenta desgastándolo mediante el giro de los rodillos.

La trituración se puede realizar tanto en materiales secos o húmedos, y sus capacidades pueden ser hasta de 6,900 toneladas por hora. Su aplicación se encuentra en etapas de trituración secundaria o terciaria y puede instalarse en etapas de pre - molienda con el objetivo de obtener productos finos para la alimentación de un molino de bolas. Es importante considerar que la alimentación de los equipos HPGR no debe ser clasificada porque afecta su operación donde los gruesos generan un mayor desgaste al rodillo y la eliminación de finos crea un lecho muy compacto dificultando su reducción de tamaño. Para asegurar un lecho adecuado las unidades de HPGR deben alimentarse completamente a lo largo de los rodillos manteniendo una alimentación constante. El producto del HPGR está compuesto por un aglomerado de finos y porciones de material compactado de diferentes granulometrías a las cuales se les denominan “tortas” esto condiciona el manejo del producto el cual debe ser desaglomerado para su transporte.

La fuerza que se introduce al material a través del rodillo móvil, se genera mediante un sistema de hidroneumático que consta de uno o dos acumuladoras de nitrógeno y uno o dos cilindros hidráulicos con un pistón que está unido al rodillo. El sistema hidráulico consiste en un tanque, bombas, filtros, indicadores de temperatura, válvulas e interruptor que controla la unidad a distancia. La presión hidráulica es ajustable durante el funcionamiento del equipo.

Las presiones con las que trabaja el equipo son pre-establecidas dependiendo del material a triturar. A medida que el material se alimenta a la unidad, el rodillo móvil se mueve hacia atrás abriendo espacio una vez que el mineral entra en la zona de trituración el rodillo móvil aplica la presión y regresa a la primera posición para permitir que más material que ingrese a la zona de aplastamiento para volver a cerrarse y aplastar el mineral. Cuando el rodillo comprime el material el nitrógeno se comprime y se envía al cilindro hidráulico el cual aumenta su presión según cambie el volumen del acumulador. El volumen del acumulador de nitrógeno, la presión del sistema hidráulico y el diámetro de los rodillos se puede ajustar. Normalmente se utiliza un segundo acumulador el cual es de seguridad y más grande que el primero para limitar el aumento de la presión después de que se haya excedido la presión preestablecida.

En el mercado las unidades de HPGR son fabricadas por Maschinenfabrik Köppern, ThyssenKrupp, Weir Minerals, Metso Minerals, CITIC HIC y FLSmidth. En la Tabla 3.5-11 se presentan las características de la Serie HRC de Metso Minerals.

**Tabla 3.5-11**  
Características de la Serie HRC.

SERIE HRC DE METSO MINERALS								
	HRC 800	HRC 1000	HRC 1450	HRC 1700	HRC 2000	HRC 2400	HRC 2600	HRC 3000
<b>Diámetro del rodillo, mm</b>	800	1000	1450	1700	2000	2400	2600	3000
<b>Ancho del rodillo, mm</b>	500	625	900	1000	1650	1650	1750	2000
<b>Fuerza máxima de trituración, kN</b>	1800	2812	5873	7650	14850	17820	20475	27000
<b>Potencia, kW</b>	2 x 150	2 x 260	2 x 650	2 x 900	2 x 2100	2 x 3000	2 x 3700	2 x 5700
<b>Rango de capacidades t/h</b>	121 - 169	211 - 295	530 - 742	723 - 1012	1650 - 2310	2376 - 3326	2958 - 4141	4500 - 6300
<b>Tamaño máximo de partícula, mm</b>	20	25	36	43	50	60	65	75
Capacidad en toneladas métricas por hora								

Adaptado de Metso Minerals (2013).

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.6](#) se muestran los catálogos Thyssenkrupp ([Material 4](#)), FLSmidth ([Material 5](#)), CITIC ([Material 6](#)), y Metso : Outotec ([Material 15](#)).

La presión de trituración que actúa sobre el lecho controla la finura del producto. Sin embargo, no se puede medir directamente pero existen varios parámetros que ayudan a cuantificar la presión de trituración. Uno de estos parámetros es la fuerza específica de trituración " $\varphi$ ", que es la fuerza aplicada dividida por el área de la cara de los rodillos:

$$\varphi = F / (1,000 * D * W) \quad (3.5.20)$$

Donde:

F: Fuerza aplicada, esta fuerza debe ser mayor a la resistencia a la compresión del material.

W: Ancho del rodillo, m.

D: Diámetro del rodillo, m.

La presión de trituración en algunos equipos como los de Polycom alcanza generalmente 200 MPa y tienen un máximo de 350 MPa para minerales muy abrasivos. Por lo regular la presión media requerida para la trituración debe ser superior a 50 Mpa.

Klymowsky et al. (2002) indican que la fuerza requerida para la presión de la operación está en el rango de 10 kN por metro lineal del ancho del rodillo. Tomando esto en cuenta se formuló una expresión empírica para estimar la presión de trituración que se debe de aplicar sobre las partículas atrapadas entre los rodillos, esta expresión es:

$$\varphi = \frac{F}{(WD)} \quad [N/m^2] \quad (3.5.21)$$

Klymowsky et al. (2002) indican que Schönert encontró que la presión máxima es inversamente proporcional al ángulo de pellizco y se expresa como:

$$P_{Máx} = F / (1000 * k * D * W * \alpha_{ip}) = \varphi / (k * \alpha_{ip}) \approx 5 * \varphi / \alpha_{ip} \quad (3.5.22)$$

Donde:

K: Constante del material con valores que va de 0.18 a 0.23.

$\alpha_{ip}$ : Ángulo de pellizco.

Por la dificultad para determinar "K" se utiliza una presión media y se calcula con la expresión:

$$P_{Media} = F / (1,000 * W * \frac{D}{2} * \alpha_{ip}) = 2 * \varphi / \alpha_{ip} \quad (3.5.23)$$

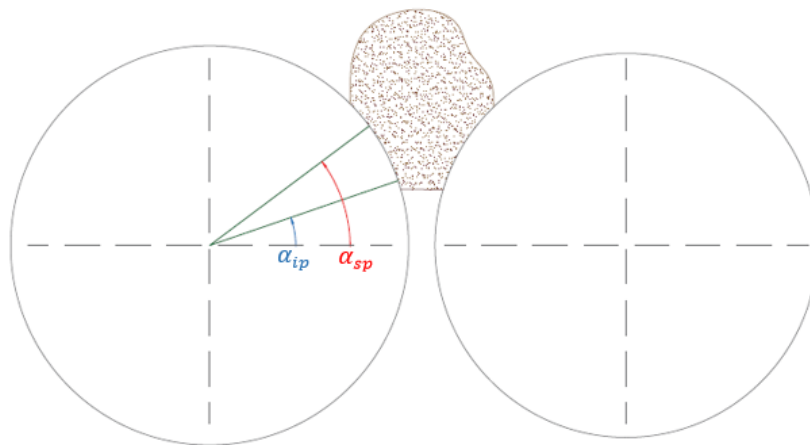
### Ángulo de pellizco.

Klymowsky et al. (2002) indica que la trituración que se realiza en los rodillos de alta presión es única se puede entender que la reducción del tamaño se realiza por la interacción entre partículas en un lecho de material y la trituración de partículas individuales. La trituración ocurre cuando el tamaño máximo de las partículas alimentadas es menor a la distancia entre los rodillos.

El mecanismo de trituración de los equipos HPGR fue reconocido y se identificó que en la zona de alta presión la trituración ocurre por:

1. La interacción entre las partículas crean fuerzas de abrasión e impacto las cuales disminuye mientras se acercan a la descarga.
2. Las diferentes granulometrías en la zona de pre-trituración permite que se llenen los vacíos existentes, siendo comprimidas directamente por los rodillos creando fisuras en las partículas de menor diámetro antes de entrar a la zona de trituración.
3. Las partículas más grandes se fracturan antes de entrar a la zona de aplastamiento, esto se debe a que estas partículas reciben el mayor porcentaje de la fuerza de compresión de los rodillos. Cuando el material es compactado, la densidad aparente del mineral se reduce a la densidad aparente de la torta

En la zona de pre-trituración las partículas con el diámetro mayor son aplastadas directamente por los rodillos con un ángulo de compresión ( $\alpha_{sp}$ ) el cual rompe a las partículas antes de ingresar a la zona de compresión. La zona de aplastamiento está definida por el ángulo de pellizco ( $\alpha_{ip}$ ) ver Figura 3.5-51.



**Figura 3.5-51** Ángulos de compresión y pellizco en una unidad HPGR.

En la zona de compresión, el material alimentado se compacta a partir de una densidad aparente “ $\gamma_f$ ” hasta obtener la densidad de la torta “ $\delta_c$ ” (producto). La densidad del producto suele estar en el rango del 70 % (para materiales finos con alta humedad) al 85 % (para materiales gruesos con alta humedad) de la densidad real del material. Los ángulos de compresión y pellizco para cada una de las zonas se calculan con las siguientes expresiones:

$$\alpha_{ip} = \arccos(1 - (\delta_c/\gamma_f - 1) * s / (1,000 * D)) \quad (3.5.24)$$

$$\alpha_{sp} = \arccos(1 - (x_{m\acute{a}x}/s - 1) * s / (1,000 * D)) \quad (3.5.25)$$

Donde:

$\alpha_{ip}$ : Ángulo de pellizco en la zona de aplastamiento.

$\alpha_{sp}$ : Ángulo de compresión en la zona de pre-trituración.

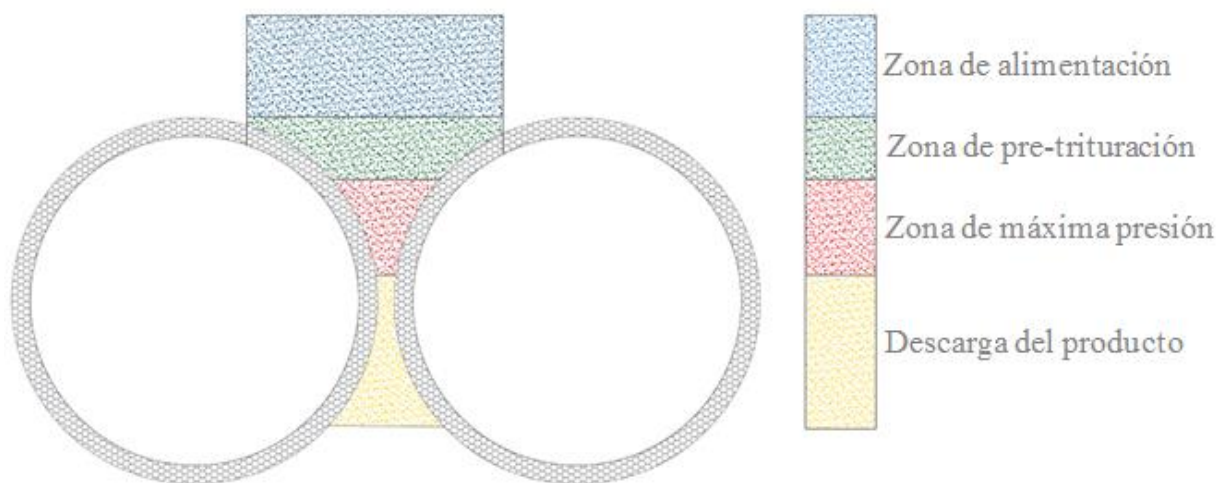
s: Espesor de la torta, mm

$\delta_c$ : Densidad de la torta,  $t/m^3$

$x_{m\acute{a}x}$ : Tamaño máximo de la alimentación (mm)  
 $D$ : Diámetro del rodillo (m)  
 $\gamma_f$ : Densidad aparente de la alimentación ( $t/m^3$ ).

Las partículas de mayor diámetro aplastadas entre los rodillos en la zona de pre - trituración deben de ser 1.5 veces menor al espacio entre los rodillos. Si se tienen partículas más grandes harían que los rodillos se separaran permitiendo el paso del material y no se triturara las partículas de menor diámetro.

La compactación del material en la zona de aplastamiento provoca un aumento de la presión hacia el espacio más estrecho entre los rodillos (Figura 3.5-52). En este punto, es donde se tiene la presión máxima. Después de pasar el espacio se libera la presión en el lecho del material y la torta se expande ligeramente.



**Figura 3.5-52** Zona de alta presión en una unidad HPGR.

### Velocidad.

Gupta y Yan (2016) mencionan que la velocidad del rodillo está relacionada con la capacidad de la trituradora. Es importante considerar que los rodillos de diámetro menor pueden girar a grandes velocidades y los rodillos de gran diámetro giran lento donde el control de la separación entre rodillos tiene un gran impacto dependiendo del diámetro y el ancho de los rodillos. Se debe de evitar un exceso de velocidad porque los rodillos tienden a proyectar el material fuera de la zona de trituración reduciendo el rendimiento del equipo.

La velocidad de los rodillos está relacionada con su diámetro. Klymoswky et al. (2002) sugiere las siguientes relaciones para diferentes diámetros de rodillos de acuerdo a su experiencia.

Para rodillos con un diámetro  $< 2$  m, se requiere una velocidad angular  $v_p \leq 1.35 \sqrt{D}$

Para rodillos con un diámetro  $> 2$  m, se requiere una velocidad angular  $v_p \leq D$

### Capacidad.

Bowman (2019) indica que la estimación de la capacidad de una unidad HPGR se puede considerar como el volumen de material que pasa a través del espacio entre los rodillos. Por lo tanto, depende del ancho de los rodillos, la distancia entre los rodillos y la velocidad a la que pase el material a través de la zona de descarga. En función de estas condiciones se habla de un caudal másico que pasa a través de la distancia entre los rodillos, por lo tanto, se puede utilizar la siguiente expresión empírica.

$$Q_{HPGR} = 3,600WLv_p\rho_s \quad [t/h] \quad (3.5.26)$$

Donde:

$W$ : Ancho del rodillo, m

$L$ : Distancia entre las caras de los rodillos, m

$v_p$ : Velocidad del rodillo, m/s

$\rho_s$ : Densidad aparente en la zona de descarga,  $t/m^3$

$x_s$ : Espacio entre los rodillos, m

En algunas operaciones se ha demostrado que la separación entre los rodillos tiene una relación lineal con el diámetro del rodillo. Bajo esta observación se formuló una expresión para estimar la capacidad expresándolo de la siguiente manera:

$$Q_{HPGR} = \gamma DWv_p\rho_s \quad [t/h] \quad (3.5.27)$$

Donde:

$\gamma$ : Relación entre la distancia de los rodillos y el diámetro de los rodillos  $[L/D]$

$W$ : Ancho del rodillo, m

$D$ : Diámetro de los rodillos, m

$v_p$ : Velocidad del rodillo, m/s

$\rho_s$ : Densidad aparente en la zona de descarga,  $t/m^3$

### Consumo de energía.

La potencia del motor ( $P$ ) requerida para impulsar los rodillos es proporcional a la fuerza de trituración que se debe de aplicar al material ( $F$ ). El punto donde la fuerza actúa sobre los rodillos ( $F_N$ ) está determinado por el ángulo de reacción de la fuerza  $\beta$ , ver Figura 3.5-53.

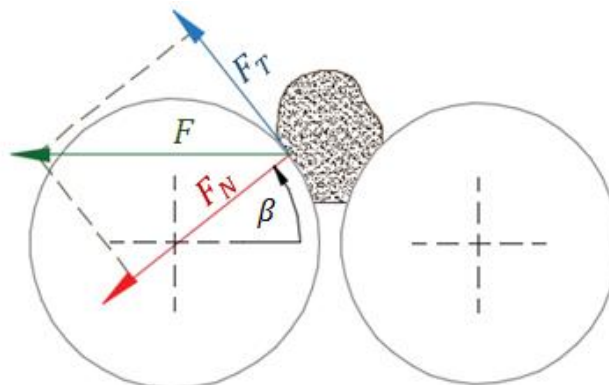


Figura 3.5-53 Fuerzas que actúan en las unidades HPGR.

Bowman (2019) señala que el consumo de energía de una unidad HPGR es una función directa de la fuerza de presión aplicada al rodillo. La fuerza aplicada se divide en componentes tangenciales y radiales donde solo la fuerza tangencial crea un par de fuerzas que impulsa al rodillo. Suponiendo que se aplica la misma fuerza a ambos rodillos, el consumo de energía de un HPGR se puede estimar con la siguiente expresión:

$$P = \Omega T = 2Fv\sin(\beta) \quad (3.5-28)$$

Donde:

$P$ : Potencia del motor, kW

$\Omega$ : Velocidad radial del rodillo, 1/s

$T$ : Par de torsión, m

$F$ : Fuerza de trituración, kN

$v$ : Velocidad de balance, m/s.

La fuerza de trituración tiene una componente normal y una componente tangencial. La componente tangencial da lugar al torque que proporciona el motor de accionamiento, la potencia requerida del motor se calcula mediante la ecuación:

$$P_R = \omega(\tau) = 2(\pi)(n/60) (D/2)(\sin\beta)(F) \quad (3.5-29)$$

Donde:

$P_R$ : Potencia del motor que requiere el rodillo, kW

$\tau$ : Torque del rodillo, m

$F$ : Fuerza de trituración, kN

$\beta$ : Ángulo de aplicación de la fuerza

$\omega$ : Velocidad angular del rodillo, m/s

$n$ : Velocidad del rodillo, rpm

$D$ : Diámetro del rodillo, m.

La potencia total del motor entonces está dada por:

$$P = 2(P_R) = \pi\left(\frac{n}{30}\right)(D)(\sin\beta)(F) \quad (3.5-30)$$

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) indican que Morrell en el año de 1977 aplico las leyes de la física para determinar el consumo de energía, considerando la velocidad angular del rodillo iniciada por un par de fuerzas en el eje del rodillo. De acuerdo a los principios básicos de la dinámica la potencia requerida para mover un eje es:

$$P = \frac{2F \times \text{Velocidad angular}}{\text{Diámetro del rodillo}} = \frac{2 T \omega}{D} \quad (3.5-31)$$

Donde:

$T$ : Fuerza de torque, Nm

$\omega$ : Velocidad angular, rad/s.

**Tamaño de alimentación y descarga.** El tamaño de alimentación y el espacio entre los rodillos deben ser compatibles, si se alimentan partículas de gran tamaño se necesitará una mayor energía para su trituración y la capacidad disminuirá. Por otro lado, si se alimentan partículas demasiado pequeñas éstas pasaran a través de los rodillos sin ser trituradas. Por lo tanto, el tamaño de alimentación recomendado depende de la relación de trituración:

$$\frac{\text{Tamaño de alimentación}}{\text{Separación entre rodillos}} = \frac{F_{80}}{P_{80}}$$

Gupta y Yan (2016) mencionan que Klymowsky propuso valores para esta relación entre el tamaño de alimentación y la separación entre rodillos en función de la compresión del material. En la Tabla 3.5-12 se muestran estos valores.

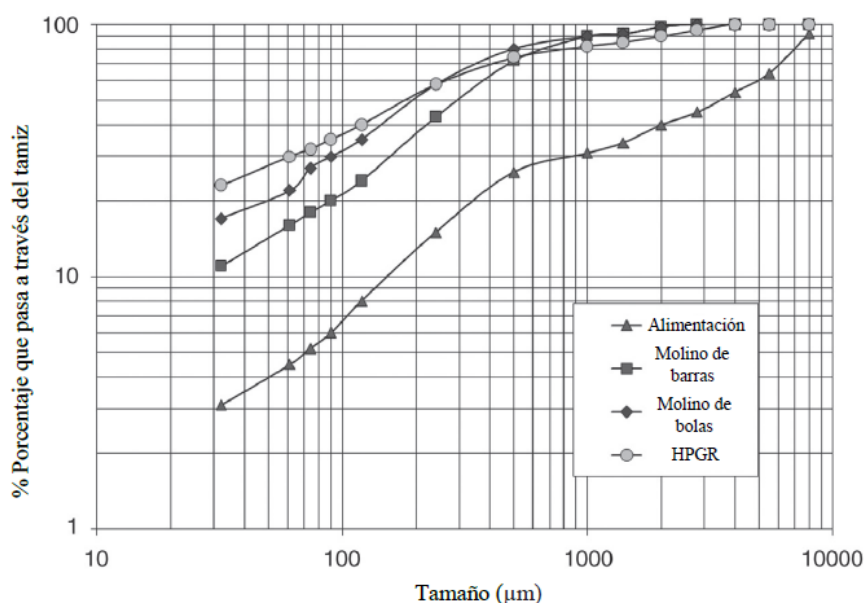
**Tabla 3.5-12**  
Relaciones propuestas por Klymowsky.

Tipo de material	Resistencia a la compresión	Tamaño de alimentación/Separación entre rodillos
Poco abrasivo	< 100 Mpa	Mayor a 1.5
Muy abrasivo	> 250 Mpa	≤ 1

Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Cuando el rodillo cuenta con un revestimiento resistente a la abrasión como los de carburo de tungsteno y el material es poco abrasivo; el tamaño de alimentación puede ser tres veces mayor a la separación entre los rodillos. Para rodillos con superficies dentadas sin ningún recubrimiento especial, el tamaño de alimentación debe ser menor o igual al espacio entre los rodillos con el objetivo de garantizar el funcionamiento del equipo. El tamaño del producto en las unidades HPGR puede ser más fino que los productos de los molinos de bolas o barras cuando el material es poco abrasivo.

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) Mörsky, Klemetti y Knuutinen realizaron un estudio donde compararon el producto de estos tres equipos y con un consumo de energía establecida de 4 kW.h/t, el análisis se muestra en la Figura 3.5-54.



**Figura 3.5-54** Comparación del rendimiento de una unidad HPGR. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

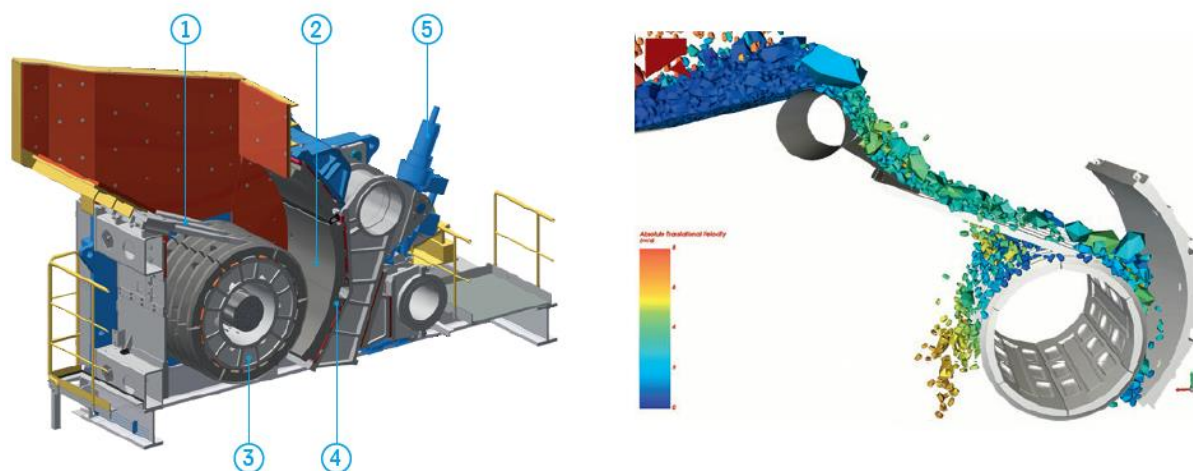


### 3.5.2.2 TRITURADORA DE RODILLO EXCÉNTRICO (ERC)

Es una variante de las trituradoras de rodillos patentada por Thyssenkrupp con el modelo ERC25-25. El diseño tiene como objetivo brindar la oportunidad a las operaciones subterráneas de tener una trituración primaria en el interior mina con un equipo de alto rendimiento y dimensiones que facilitan su instalación en las obras subterráneas. Las trituradoras de quijada y giratoria se ven limitadas por su altura que requiere de obras con mayores dimensiones para su instalación que se traduce en mayores costos (Bowmna, 2019).

En cambio, las trituradoras de rodillos podrían ser utilizadas para una etapa de trituración primaria en el interior mina por sus dimensiones, pero se ven limitadas para procesar materiales muy abrasivos de una manera eficiente y económica. Las trituradoras de rodillo excéntrico cumplen con tres requisitos: (1) Diseño compacto, (2) Fácil movilidad y mantenimiento, (3) Capacidad de triturar roca dura con un tamaño de alimentación de 2,000 mm de diámetro y una relación de trituración máxima de 10:1.

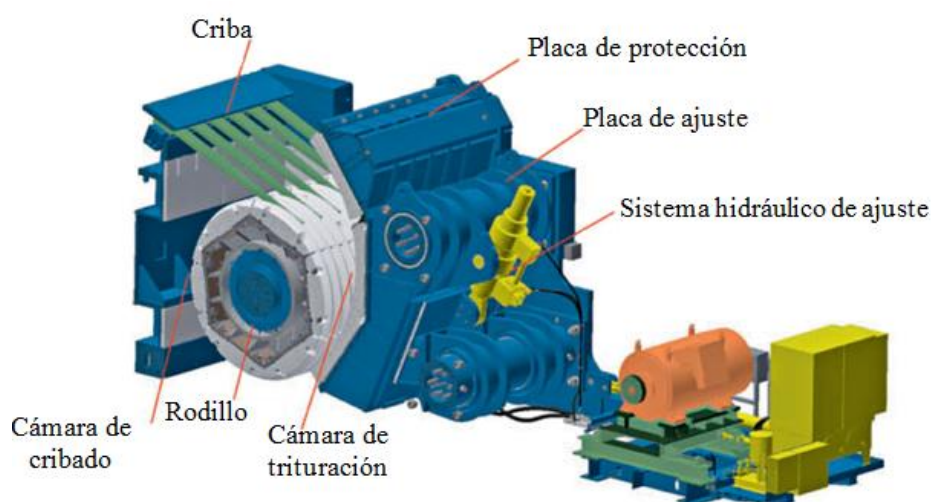
Szczelina et al. (2017) mencionan que la construcción de este modelo cuenta con un rodillo dispuesto excéntricamente entre una placa fija permitiendo una construcción simple y compacta. Este equipo tiene una parrilla integrada para eliminar partículas que cumplan con un tamaño determinado entonces se cuenta con una cámara de trituración y una cámara de clasificación entre las cuales se monta el rodillo excéntrico. Al igual que los demás modelos el rodillo gira sobre su eje y es recubierto por elementos de desgaste, la carcasa de la trituradora cuenta con una placa superior que se ajusta al tamaño de alimentación. El mineral proveniente de mina se alimenta por la parte superior, una vez que ingresa el material este se divide en dos flujos el primero es de material fino que es el producto de la cámara de cribado pasando directamente a la descarga. El segundo flujo comprende del material grueso que pasa a la cámara de trituración donde el rodillo proyecta el material a la placa fija, el producto se une con el flujo del material fino, ver Figura 3.5-55.



**Figura 3.5-55** Principio del diseño de una trituradora ERC. **Leyendas:** (1) Flujos finos se eliminan por la parrilla de alimentación, (2) Material grueso, (3) Rodillo excéntrico, (4) Cámara de trituración (5) Sistema de ajuste hidráulico. Tomado de Szczelina, Drescher y Silbermann (2017).

Esta trituradora es autógena porque las partículas interactúan dentro de la cámara de trituración desgastándose una a otras el mecanismo de trituración se da por fuerzas de fricción, impacto y compresión.

La trituradora ERC25-25 tiene un rendimiento de 1,000 a 2,000 tph permitiendo en su alimentación tamaños máximos de mineral hasta de 2,000 x 1,500 x 1,000 mm. Su construcción consta de un rodillo excéntrico (2,500 mm x 2,500 mm) en la Figura 3.5-56 se muestran los componentes de este equipo. La placa de ajuste está diseñada para que se estreche en la parte inferior este diseño curvado de la cámara de trituración permite reducir la altura del equipo y una reducción de las partículas alargadas. Como resultado las instalaciones exteriores y trabajadores están protegidos de partículas que se proyecten (Bowman, 2019).



**Figura 3.5-56** Componentes de la trituradora de rodillo excéntrico. Adaptado de Szelina, Drescher y Silbermann (2017).

La parrilla está atornillada en la pared trasera de la carcasa mediante unos brazos que son fijados al marco de acero quedando libre en su otro extremo. La trituradora cuenta con un área grande entre la parrilla y la cámara de trituración, esto permite que la trituradora tenga una tolerancia a la sobre alimentación. Cuando la trituradora llega a obstruirse o ingresan materiales no triturables la presión en el brazo de ajuste aumenta. De esta manera la válvula permite que la placa fija se abra aumentando el tamaño de la cuña entre el rodillo y la placa, permitiendo que el material se descargue. Posteriormente el brazo hidráulico permite que la placa regrese a su posición original (Ver, Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.6 - Material 7).

Este equipo fue probado en una cantera de Alemania donde se trituró andesita la cual presentaba una resistencia a la compresión de 200 MPa, el rendimiento de la trituradora osciló entre los 2,500 a 3,000 tph. El consumo de energía para esta operación fue de 0.1 a 0.2 kW.h/t. En la Tabla 3.5-13 se muestran las características de estos equipos y los modelos disponibles (Szelina et al., 2017).

**Tabla 3.5-13**

Características de las unidades ERC

Modelo	ERC 18 - 14	ERC 20 - 20	ERC 25 - 25	ERC 25 - 30	ERC 25 - 34
<b>Especificaciones</b>					
<b>Peso [kg]</b>	83,000	120,000	178,000	204,000	230,000
<b>Potencia del motor [kW]</b>	160 - 300	300 - 450	450 - 600	500 - 700	600 - 800
<b>Diámetro del rodillo [mm]</b>	1,800	2,000	2,500	2,500	2,500
<b>Archo del rodillo [mm]</b>	1,400	2,000	2,500	3,000	3,400
<b>Abertura de alimentación [mm]</b>	1,000	1,180	1,280	1,280	1,280
<b>Largo de la parrilla [mm]</b>	1,100	1,200	1,300	2,000	2,300
<b>Abertura CSS [mm]</b>	70 - 200	70 - 220	70 - 220	100 - 300	100 - 300
<b>Capacidad [toneladas métricas por hora]</b>	600 - 1,400	1,000 - 2,500	2,500 - 3,100	3,400 - 6,000	4,500 - 8,000

Adaptado de Thyssenkrupp (2019).

**EJERCICIOS PROPUESTOS**

1. Una trituradora tiene rodillos con un diámetro de 100 cm y una distancia entre rodillos de 12.5 cm y un ángulo de pellizco de  $31^\circ$ . Calcular el tamaño máximo de alimentación para la trituradora de rodillos.

**Solución: 16.75 cm**

2. Calcule el ángulo de pellizco de una trituradora Gundlach que tiene las siguientes características:

- Diámetro de rodillo de 7.5 cm.
- Tamaño máximo de alimentación 0.6 cm.
- Relación de trituración 12.

**Solución:  $42^\circ 28'$** 

3. En una trituradora de doble rodillo de 140 cm x 50 cm se trituran partículas de un tamaño de 60 cm. Si el coeficiente de fricción es de 0.28 en una primera prueba. Posteriormente en una segunda prueba el coeficiente de fricción es de 0.32. Determine el tamaño del producto para cada prueba. Compare los resultados para establecer una relación entre el coeficiente de fricción y el tamaño del producto.

**Solución: 52.68 cm, 50.6 cm**

4. Una trituradora de rodillo procesa una roca que tiene una gravedad específica de 2.5, un tamaño de alimentación de 3.81 cm. Los ingenieros encargados de la operación de la planta determinaron a partir de un análisis granulométrico una relación de trituración de 3:1. Los rodillos tienen un ángulo de compresión de  $39^\circ$  y trabajan a una velocidad de 60 rpm para lograr una capacidad de 40 t/h. Calcule el coeficiente de fricción entre el acero y la roca, el tamaño del producto, diámetro y ancho del rodillo.

**Solución: 0.3541, 1.27 cm, 40.44 cm y 27.54 cm**

5. Una trituradora de rodillos de 30.5 cm x 90.1 cm se utiliza para triturar yeso el cual tiene una gravedad específica de 2.7 y una densidad aparente de  $1.7 \text{ t/m}^3$ .

Determinar:

- La distancia entre los rodillos para triturar 12 tph a 10 rpm.
- El ángulo de pellizco cuando se alimentan yeso con un tamaño promedio de 10 cm.
- El coeficiente de fricción entre el rodillo y las partículas de yeso.

**Solución: a) 1.36 cm, b)  $19^\circ 3'$ , c) 0.34**

6. Una trituradora de rodillos de 2 x 1 ft recibe material con un tamaño de alimentación de 1.5" y entrega un producto a 0.5". El equipo opera a una velocidad de 100 ft/min. Si la capacidad real es el 20 % de la capacidad teórica, calcule:

- Capacidad volumétrica real de la trituradora.
- Velocidad de los rodillos en rpm.

**Solución:  $14.158 \text{ m}^3/\text{minuto}$ , 159.1 rpm**

7. Una trituradora de rodillos de 150 cm x 50 cm tiene una configuración donde la separación entre la cara de los rodillos es de 1.25 cm en el punto más estrecho. Si los rodillos de trituración aplastan una roca que tiene una gravedad específica de 2.35, un ángulo de pellizco de  $30^\circ$  y una velocidad de 100 rpm.

Responda a las siguientes preguntas.

- ¿Cuál es el tamaño de alimentación permitido para que las partículas no salgan proyectadas por los rodillos?
- ¿Cuál es la capacidad real en toneladas/hora si la capacidad real es el 15% de la capacidad teórica?
- Después de un uso prologando, los revestimientos de los rodillos se han desgastado, por lo que el ángulo cambia a  $32^\circ 30'$ . Bajo esta condición, ¿Cuál será el tamaño máximo permitido de alimentación?
- Mencione si después del cambio en el ángulo de pellizco la capacidad sufre algún cambio. (Justifique su respuesta)

**Solución: 6.59 cm, 62.32 t/h, 7.47 cm**

Ver, [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.6.](#) se muestran artículos complementarios para comprender las variables y principios de operación de las unidades HPGR, así como caso de estudios de su aplicación en circuitos: [Material 9](#), [Material 10](#), [Material 11](#), [Material 12](#), [Material 13](#).

En esta carpeta también se encuentra el Artículo "Compact, Robust and High Performance ERC 25-25" de que señala las características de las trituradoras de rodillo excéntrico ([Material 14](#)).

## REFERENCIAS

- Bowman J. (2019). Sizers and Roll Crusher. En Dunne Robert C, Kawatra Komar S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 417-425). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Burroughs C. (1991). Materials Beneficiation (pp. 13-15). Springer- Verlag.
- Daniel M., Klein B., y Wang C. (2019). High – Pressure Grinding Roll Technology. En Dunne C., Kawatra K. & Young A. (Eds.), Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 417-425). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Fueyo L. (1999). Equipos de Trituración, Molienda y Clasificación (pp. 28-29) 2a ed. Rocas y Minerales.
- Gaudin A. (1939). Principles of Mineral Dressing (pp. 25-30). McGraw – Hill.
- Gupta A. y Yan D. (2016). Mineral Processing Design and Operations (pp. 153 -167) 2a ed. Elsevier B.V.
- HEXADUR (High Pressure Grinding). Köppern- Specialist in High Pressure Comminution.
- Klymowsky R. Patzelt N., Knecht J. y Burchardt E. (2002). Selection and Sizing of High Pressure Grinding Rolls. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.) Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 636 - 649). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Leonard W. (1991). Coal Preparation (pp. 194-200). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME)
- McLanahan (2000). Roll crusher single, double, triple and Quadruple.
- Metso Minerals (2003) Industries. Serie HRC.
- Pryor E.J. (1985). Mineral Processing (pp. 42-47). 3a ed. Elsevier.
- Ronald W. (2002). Selection and Sizing Primary Crushers. En Mular L. Andrew N. y Barratt J. (2002). Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 636-648). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration. Inc (SME).
- Sandvik (2016). Rock Processing Guide.
- Subba D.(2011). Mineral Beneficiation a Concise Basic Course (pp. 2-4). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Szczelina P., Drescher F. y Sílbermann F. (2017), Compact, robust and high-performance New ERC25-25 eccentric roll crusher revolutionize primary crushing in underground mines. (pp. 2-11). Alemania: At Mineral Processing Europe, Industrial Solutions.
- Taggart A. (1945). Handbook of Mineral Dressing (pp. 4-04 – 4-15, 4-44 – 4-55) Wiley Engineering Handbook Series.
- Thyssenkrupp (2019) Eccentric Roll Crusher (ERC).
- Wills B. y Napier - Munn (2006). Mineral Processing Technology (pp. 127-131) 7a ed. Elsevier.
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (p. 131) 8a ed. Elsevier B.V.
- Zanker A. (1980). How to size smooth roll. Mining Engineering AIME.

### 3.5.3 TRITURADORAS ESPECIALES

La categoría de trituradoras especiales incluye el molino de martillos, molino de impacto rotatorio, trituradoras de impacto de eje vertical y la quebradoras rotatorias de carbón.

Gaudin (1939) señala que esta categoría de trituradoras especiales pueden utilizarse como trituradoras primarias, secundarias o terciarias. Por su mecanismo no se puede hablar de un rango en la relación de trituración, la posibilidad de que el material sea fragmentado a un producto deseado depende de su competencia mecánica, planos de debilidad y como se interaccionan las partículas con los elementos de desgaste. Estas trituradoras son utilizadas específicamente para el procesamiento de materiales poco abrasivos. Algunos autores incluyen a las trituradoras de rodillos dentadas en esta familia porque resulta complicado predecir la respuesta del material.

En este capítulo se mencionan las características de estas trituradoras, es importante aclarar que son pocas las expresiones para el cálculo de su capacidad y consumo de energía, para el diseño solo se cuenta con la información que los fabricantes otorgan en sus catálogos.

#### 3.5.3.1 TRITURADORAS DE IMPACTO

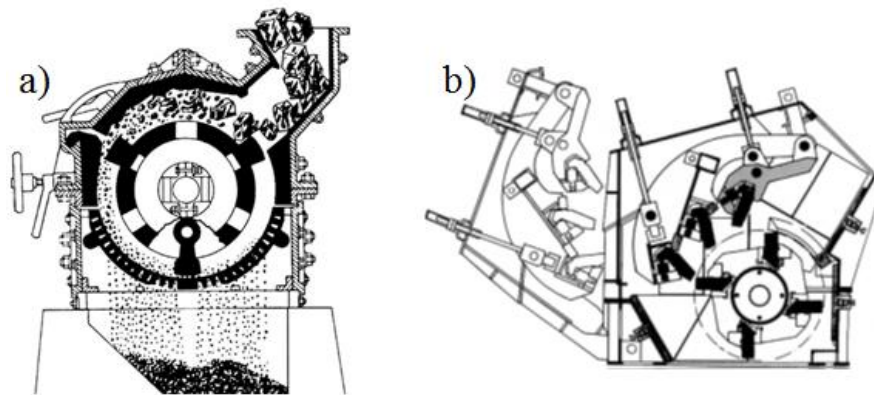
Existe una importante diferencia en la respuesta de los materiales al someterse a fuerzas de compresión que enfrentarse a fuerzas de impacto. Los materiales triturados por compresión presentan un agrietamiento posterior al someterse a estos esfuerzos internos para lograr su fragmentación debe de someterse a constantes fuerzas de compresión causando que las grietas creadas en una primera instancia persistan en toda la superficie. El impacto causa la fractura inmediata de la partícula sin tener un esfuerzo residual. Por lo tanto, las trituradoras de impacto son aplicables cuando el material se comporta de manera plástica; en las trituradoras que aplican fuerzas de compresión este material solo se apelmazaría. Cuando estos materiales se ven sometidos a un mecanismo de impacto tienden a ser quebradizos de manera instantánea (Eacret y Klein, 1985).

Wills y Finch (2016) mencionan que las trituradoras de impacto se pueden dividir en tres familias: (1) Molinos de martillos, (2) Molinos de impacto rotatorio y (3) Trituradora de impacto vertical. Los elementos de desgaste son llamados bastidores o martillos, estos elementos son los encargados de transferir parte de su energía cinética al entrar en contacto con las partículas. Estos equipos emplean golpes bruscos a alta velocidad aplicados al material alimentado que caen generando un gran desgaste a los elementos de trituración, por lo tanto su aplicación está estrictamente limitado a rocas y minerales blandos, friables y poco abrasivos como los son roca fosfórica, caliza, barita, arcillas, agregados pétreos, yeso, bauxita, potasa y carbón.

El molino de impacto rotatorio y el molino de martillos fueron los primeros equipos diseñados, el molino de impacto rotatorio se basa en el impacto de martillos fijos sobre los cuales se proyectan las partículas a un elemento secundario (placas de desgaste o trituración) donde la partícula golpea con una superficie de acero fracturándose (Figura 3.5-57).

El molino de martillos (Figura 3.5-57) se basa en la fuerza de impacto del martillo el cual gira de manera centrífuga, la acción de trituración se genera por el desgaste e impacto entre el martillo y la parrilla de descarga del producto en la parte inferior, la cual tiene como objetivo restringir la descarga de partículas de un tamaño mayor a su abertura funcionando como una criba para controlar el tamaño del producto.

En la periferia del molino de martillos se proporciona una trampa para la remoción o arrastre de material no triturable los cuales son transportados por la fuerza centrífuga hasta este espacio de recolección (Pryor, 1985).



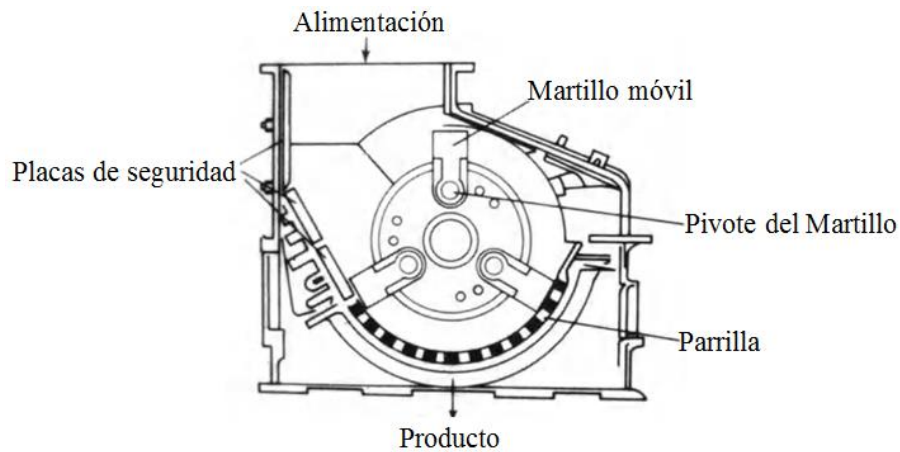
**Figura 3.5-57** Trituradoras de impacto convencionales. Leyendas: a) Molino de martillos, b) Molino de impacto rotatorio. Tomado de Wills y Finch (2016).

La terminología molino de martillos y molino de impacto puede causar una confusión creyendo que son el mismo equipo. A continuación, se mencionan las características de cada una de estas familias de trituradoras de impacto para identificar sus diferencias.

En los molinos de martillo, los bastidores o martillos son los encargados de transferir parte de su energía cinética a las partículas de mineral al entrar en contacto (el término martillo se refiere a la pieza que golpea el material, ya sea que este se encuentre fijado en el rotor o se mueva libremente). El material es alimentado en la parte superior de la trituradora que es golpeado por los bastidores giratorios y lanzado violentamente contra un marco estacionario en la parte inferior donde se tiene una superficie perforada como si se tratara de una criba, la cual permite que las partículas que cumplen con el tamaño deseado pasen a través de él y las que no, se mantengan en la cámara de trituración para seguir siendo impactadas. Con el impacto y el choque de las partículas con el marco se causa la fragmentación, el producto generado en este equipo tiene un tamaño más fino comparándolo con el de una trituradora de rodillos. La energía que se transmite por el impacto es bastante grande para fragmentar el mineral.

Wills y Finch (2016) indican que los yunques de los martillos pueden pesar desde 1 kg hasta 100 kg, y pueden diseñarse para relaciones de trituración de etapas de trituración primarias y secundarias. Los martillos están hechos de acero al manganeso o hierro nodular que contiene carburo de cromo que otorga una extrema resistencia a la abrasión. Las paletas o bastidores están hechos del mismo material.

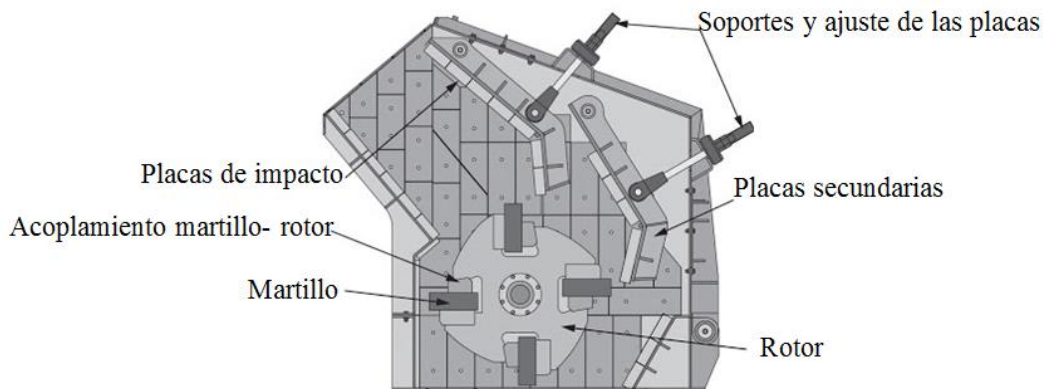
Los molinos de martillos utilizados en etapas primarias tienen aberturas de alimentación hasta de 750 x 550 mm y operar a una velocidad de 700 – 850 rpm. Mientras que los molinos de martillos secundarios permiten tamaños de alimentación de 5 mm para obtener un producto de 0.2 a 0.8 mm. Un factor a considerar es que los molinos de martillos no cuentan con un sistema de alivio para evitar problemas se coloca un separador magnético antes de alimentar el mineral en la Figura 3.5-58 se muestran los componentes de este equipo (Burroughs, 1991).



**Figura 3.5-58** Componentes de un molino de martillos. Adaptado de Burroughs (1991).

Los molinos de martillos tienen una alta relación de trituración cuando se tratan materiales no abrasivos en promedio se tiene una relación de trituración promedio de 10:1 y puede obtener relaciones máximas de 20:1 a 40:1. Si se alimentan materiales duros y abrasivos solo se causa un gran desgaste de los martillos reduciendo el rendimiento del equipo y aumentando sus costos de operación (Eacret y Klein, 1985).

Cuando es necesario obtener un producto más grueso, frecuentemente se usan los molinos de impacto de martillos fijos (regletas) o también llamado molino de impacto rotatorio. En estas máquinas el material cae tangencialmente a un rotor, el cual tiene una velocidad de 250 a 500 rpm donde el material es proyectado hacia placas estacionarias. En la Figura 3.5-59 se muestran los componentes de los molinos de impacto rotatorio.

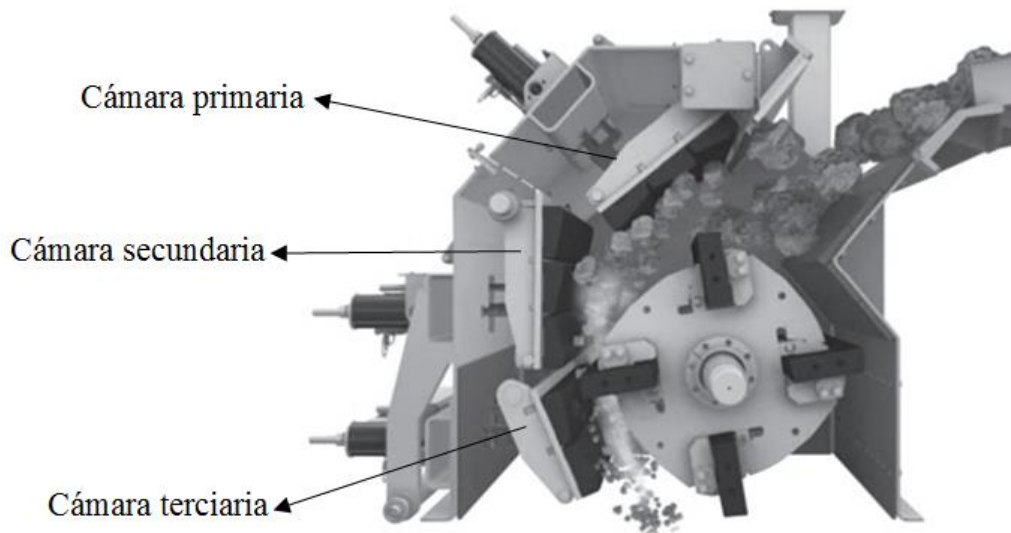


**Figura 3.5-59** Componentes de un molino de impacto rotatorio. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La velocidad que se imparte al rotor es una fracción de la velocidad real del motor para evitar que se tengan altos esfuerzos y un posible fallo de los cojinetes. Cuando las partículas se alimentan pasan entre el espacio de la placa y el rotor, estas impactan a la primera placa (primera cámara de trituración). Posteriormente la partícula desciende y es impactada de nuevo por el rotor a la segunda placa (segunda cámara de trituración) donde el espacio entre los dos elementos es menor, después sigue el ciclo de caída y la partícula se proyecta a una tercera placa (tercer cámara de trituración) donde el espacio entre rotor y placa es más



pequeño lo que permite la producción de finos. Este es el recorrido de trituración diseñado para los molinos de impacto rotatorio de martillos fijos que al reducir el espacio de la cámara de trituración conforme avanza la partícula permite reducir el tamaño del mineral en la Figura 3.5-60 se representa el recorrido de las partículas en un molino de impacto rotatorio (Wills y Finch, 2016).



**Figura 3.5-60** Cámaras de un molino de impacto rotatorio. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Las placas de impacto tienen elementos de desgaste que aumentan su vida útil, cuando éstos cumplen con su tiempo de vida se retiran y son reemplazados por nuevos elementos de desgaste. El molino de impacto rotatorio proporciona un control del tamaño del producto más eficiente que el molino de martillos ahorrando energía, esto se debe a que las partículas siguen un recorrido hasta su descarga. Estos equipos necesitan grandes velocidades para triturar a las partículas, el desgaste es mayor que las demás trituradoras primarias. Sin embargo, son una buena opción en la trituración primaria cuando se requiere relaciones de trituración altas hasta de 40:1 en minerales poco abrasivos.

Wills y Finch (2016) indica que en el año de 1960 se desarrolló la trituradora de impacto de eje vertical conocida como VSI por sus siglas en inglés. Este equipo combina la trituración de impacto a alta velocidad y el choque entre partículas. El mecanismo de trituración emplea la aceleración que obtienen las partículas dentro de un rotor especial que al girar a alta velocidad proyecta a las partículas hacia la carcasa del eje exterior. La trituración ocurre cuando las partículas dentro del rotor son proyectadas a una velocidad hasta de 90 m/s. El rotor descarga de manera continua una “nube” turbulenta de partículas, su descarga es violenta de tal manera que se produce la disminución de tamaño por el impacto, desgaste y abrasión, entre partículas y la carcasa exterior de equipo ver Figura 3.5-61.



**Figura 3.5-61** Mecanismo de trituración de los equipos VSI. Adaptado de Metso Minerals (2013).

Eacret y Klein (1985) indican que el impacto de dos cuerpos se define como un choque entre ambos el cual ocurre en un intervalo de tiempo corto y ambos cuerpos ejercen fuerzas relativamente grandes entre sí. El principio básico de la reducción de tamaño por impacto es el uso total de la energía centrífuga del rotor. La energía cinética que se imparte a la partícula es la causante de romper el enlace de su estructura. Al ser impactada la partícula se rompe a lo largo de sus planos de debilidad produciendo un producto de menor tamaño.

El factor de impacto es igual a la energía cinética de las partículas cuando la masa del martillo es lo suficientemente grande para no perder velocidad al impactarse con la partícula, la cual presenta una deformación por el choque, de tal modo que el tiempo requerido para que la partícula alcance la velocidad máxima es mínimo y la fuerza del golpe  $M/T$  (masa/tiempo) es máxima. Esta fuerza es conocida como fuerza impulsiva y el movimiento resultante se denomina movimiento impulsivo. Cuando la partícula es golpeada por el martillo, el contacto entre el martillo y la partícula se realiza durante un intervalo de tiempo corto ( $\Delta_t$ ). Pero la fuerza ( $F$ ) ejercida por el martillo es muy grande y el impulso resultante ( $F\Delta_t$ ) es lo suficientemente grande para cambiar el sentido de la partícula que cae libremente y se proyecta a las placas de trituración para un segundo golpe.

La energía del rotor está fijada por su velocidad periférica ( $mv$ ) donde “ $m$ ” es la masa y “ $v$ ” es la velocidad. De esta manera se hablaría de una fuerza impulsiva de la partícula:

$$mv_1 + \sum F \Delta_t = mv_2$$

Lo cual indica que el martillo en un primer momento antes del impacto con la partícula tiene una energía ( $mv_1$ ), como la fuerza ejercida por la partícula no cambia la velocidad del martillo conserva la misma energía después del impacto ( $mv_2$ ) y tomando en cuenta que la interacción entre el martillo y la partícula ocurre en un tiempo corto la fuerza que impacta a la partícula es muy grande. De esta forma mientras mayor sea el tamaño de la partícula recibirá un impacto más severo y se fragmentará más rápido que una partícula pequeña.

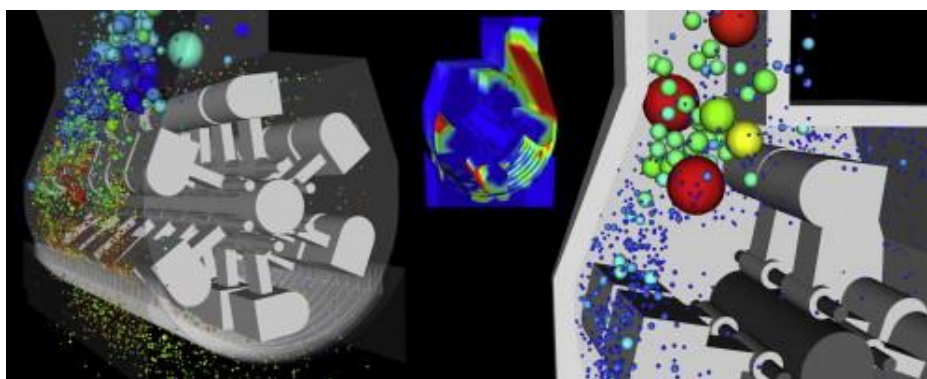
Normalmente las partículas de un material con una dureza común se romperán de acuerdo con su masa inicial. Si dos materiales de diferente dureza se alimentan a un molino de martillos, aunque sean partículas de la misma masa, uno se triturará más rápido que el otro. Cuando se alimentan partículas finas tienen una menor probabilidad de ser reducidas de tamaño comparado con una trituradora de compresión, por lo tanto, una trituradora de impacto no es adecuada para producir finos, ya que el efecto del impacto de los martillos disminuye directamente con la masa de la partícula. El efecto de impacto es despreciable en partículas con un tamaño promedio de 100 mallas. Por lo tanto, se puede hablar que la granulometría del producto está en función de la velocidad del rotor y la friabilidad del material. Un aumento en la velocidad del rotor o la friabilidad del material conduce a un aumento en la producción de finos; de manera contraria una disminución en la velocidad del rotor o la friabilidad del material disminuirá la proporción de finos en el producto.

Las velocidades que alcanzan las puntas de los martillos, de acuerdo a pruebas de laboratorio, tienen un valor mínimo de 3,500 pies por minuto y por lo general oscilan entre 5,000 y 17,000 pies por minuto. Las altas velocidades son necesarias para que la reducción del tamaño del material se logre. Cuando la acción de trituración se da a alta velocidad el impacto produce un porcentaje de finos mayor que lo producido por las trituradoras que comprimen a las partículas.

En el caso de las trituradoras de impacto de eje vertical las partículas alcanzan una gran velocidad gracias al rotor, cuando son proyectadas al eje exterior se tiene como respuesta una fuerza de impacto proporcional a la energía ( $mv$ ) que adquirió la partícula por el rotor.

El mecanismo de operación de las trituradoras de impacto de eje vertical permite la interacción entre las partículas se tiene un impacto oblicuo debido a que ambas partículas se mueven de manera indistinta a la línea de impacto. Si se considera que dos partículas se impactan (A y B) de masas ( $m_a$  y  $m_b$ ) ambas se mueven de manera indistinta de tal manera que no se conoce la dirección, ni la magnitud de las velocidades a las cuales viajan. Como la velocidad de la partícula A que sale del rotor es mayor que la partícula B que cae en cascada, el impacto entre ambas partículas da como resultado que se deformen o fracturen en función de sus planos de debilidad. Suponiendo que no se tienen planos de debilidad, después del impacto las dos partículas tendrán la misma velocidad lo cual permitirá que impacten a otras partículas buscando su fragmentación. Tomando en cuenta que esto sucede en una “nube de partículas” como lo describe Wills y Finch (2016) se desencadena una serie de impactos entre las partículas y el eje exterior a alta velocidad lo cual permite obtener el tamaño del producto deseado.

Por lo complejo que resulta el predecir la forma de cómo interactúan las partículas con los martillos y entre ellas cuando se genera el impacto. Además que la masa y los planos de debilidad de cada partícula son diferentes no se puede garantizar la reducción de tamaño y no se tiene una expresión que permita estimar la capacidad de estos equipos. En la actualidad los fabricantes de estos equipos hacen diversas pruebas a nivel laboratorio para observar el comportamiento de ciertos minerales y rocas al ser impactados, una vez que se tiene esta información se realizan pruebas en los equipos industriales para estimar una capacidad nominal apoyándose en simulaciones en programas de cómputo (Figura 3.5-62).



**Figura 3.5-62** Simulación de una trituradora de martillos. Tomado de Matthew y Cleary (2015).

En general las trituradoras de impacto logran la ruptura del material a través de la acción de impacto del material con un martillo móvil que gira alrededor de un rotor, martillos fijos o cuando el material es proyectado sobre una carcasa. En cualquiera de los casos antes mencionados el fracturamiento inicial se logra en el aire cuando el material es alimentado y caen sobre los martillos que giran a alta velocidad, y en las trituradoras de impacto de eje vertical cuando caen sobre el rotor y chocan entre ellas. La segunda etapa de fracturamiento ocurre cuando las partículas golpean las placas que se encuentran en el marco de las trituradoras.

En las trituradoras de martillo fijo o móvil el marco está hecho de acero en varias secciones que le agregan resistencia a la estructura. El marco es muy robusto que le permite soportar grandes esfuerzos. Al costado de los equipos se cuenta con grandes compuertas de apertura hidráulica que permiten tener acceso a los elementos de desgaste para el mantenimiento. En la carcasa se colocan placas de acero al manganeso, dichas placas son fijadas al marco estos revestimientos se cambian dependiendo de la abrasión del material. Las barras que conforman al martillo en sus extremos tienen yunques que están protegidos con mangas de acero al manganeso las cuales son reemplazables (Figura 3.5-63) cada martillo es fijado mediante cuñas y pernos. El espacio entre las filas es ajustable dentro de ciertos límites de los fabricantes, los martillos se pueden montar en dos, tres, cuatro o seis filas dependiendo del fabricante. Es importante destacar que la capacidad de los equipos no depende del número de filas de martillos. El mantenimiento de los martillos es esencial para mantener la máxima productividad de la trituradora y puede ser mediante la reparación o reemplazo periódico de las puntas de los martillos ver Figura 3.5-64.



**Figura 3.5-63** Barras y yunques de un molino de martillos de cabeza en "T". Tomado de Wills y Finch (2016).

Existen diversos diseños de martillos, los martillos de cabeza en "T" ofrecen una mayor superficie de contacto que los martillos en barra, ya que el espacio entre los martillos se reduce, lo cual provoca que las partículas sean impactadas en un menor tiempo por cada martillo reduciendo el desgaste de los martillos. Los martillos de barra se utilizan comúnmente para materiales que tienen un comportamiento plástico como las arcillas (Wills y Finch, 2016).



**Figura 3.5-64** Desgaste de los martillos fijos y su ajuste. Tomado de Manual de Hazemag (Secondary Impactors HSI series APS – APSM – APSH)

Los componentes de una trituradora de impacto son:

**Rotor.** El rotor está hecho de acero de alto carbono y tiene una serie de ranuras para el ajuste de los martillos. Su periferia está endurecida para otorgarle una mayor resistencia al desgaste. El eje del rotor se ajusta a presión y el conjunto del rotor se equilibra dinámicamente para garantizar su funcionamiento sin vibraciones.

**Barras de los martillos.** Las barras de los martillos se extienden sobre el ancho del rotor en el caso de los molinos de martillos fijos y en los martillos móviles cada fila está compuesta por una serie de barras verticales.

**Placas quebradoras.** En el caso de los molinos de martillo fijo tienen de dos a tres placas en cada cámara de trituración, son fabricadas de acero al manganeso y se posicionan para formar un arco centrado en cada cámara. La primera placa normalmente se fija en la zona de impacto inicial, la segunda y última placa está suspendida en el marco a través de conexiones las cuales son ajustables mediante resortes y un sistema hidráulico.

**Marco.** El marco está fabricado con placas de acero, la superficie interior del marco está provista por revestimientos de acero al manganeso.

Eacret y Klein (1985) mencionan que la selección de las trituradoras de impacto es importante contemplar algunas características como:

**Capacidad.** La capacidad de trituradoras de impacto depende del diámetro del rotor, masa de los martillos, velocidad del martillo y forma de alimentación. La alimentación debe ingresar teniendo contacto con el perímetro del rotor que permite que todos los martillos tengan la posibilidad de impactar las partículas. Para que esto se cumpla debe de existir un equilibrio entre la velocidad de caída del material y la velocidad del rotor. Si la velocidad de alimentación es excesiva, el rotor se desgastará prematuramente. El desgaste de los bordes de los martillos disminuye el rendimiento del equipo.

La capacidad de cualquier tamaño y tipo de trituradora de impacto también depende de la competencia mecánica del material. Como se vio con anterioridad la energía de impacto es suministrada a los martillos por el rotor, cada material tiene una respuesta al impacto y esto depende de sus características mecánicas. Las altas velocidades que alcanza el rotor facilitan la fragmentación de cualquier material. La velocidad que puede alcanzar el rotor de un equipo está limitada por su diseño y características de operación propias del molino.

Para cada equipo existe una velocidad y número de filas que limitan la cantidad de material que puede recibir un molino. Por ejemplo, en un molino que opera a 1,500 rpm con cuatro filas de martillos da como resultado que cada fila de martillo impacte las partículas 100 veces por segundo. Esto limita la cantidad de material que puede existir entre dos filas de martillos en un segundo; en la mayoría de los catálogos se indica la capacidad del equipo y el tamaño del producto dependiendo del número de filas, cuando se utilizan solo dos filas se obtiene una mayor capacidad para triturar el material entre las filas aumentando su producción comparado con tres o más filas. Cuando se requiere una mayor reducción de tamaño se debe de sacrificar la capacidad de trituración aumentando filas al rotor.

El tamaño del producto afecta directamente la capacidad de cualquier trituradora de impacto; cuanto más fino sea el producto, más trabajo debe de realizar el equipo teniendo un mayor desgaste de los martillos.

El tamaño de alimentación afecta la capacidad, pero no siempre se cumple, por ejemplo, un molino de martillos móviles tritura piedra caliza produciendo un producto de 4 mallas. Es posible que el equipo maneje un tonelaje mayor si se alimenta la roca a 3 pulgadas (en donde se requiere de una etapa previa de trituración) en vez de alimentar un tamaño de 10 pulgadas (granulometría directa de mina). Sin embargo, si el tamaño de alimentación se reduce, se ha observado que la capacidad del equipo aumenta un poco; por lo tanto es importante recordar que el efecto del impacto sobre el material depende de la masa del cuerpo y la absorción de energía es más violenta en la partícula de 10 pulgadas que en la de 3 pulgadas, por lo tanto, es importante evaluar, si el aumento en la capacidad alimentando a 3 pulgadas justifica la etapa previa de trituración.

Los fabricantes no presentan la eficiencia del equipo para cada tipo de material porque no pueden garantizar que el material tenga las mismas características y la misma granulometría que las instalaciones de prueba, por lo tanto, para la selección del equipo no se debe de tomar como parámetro de selección la capacidad nominal que establece el fabricante.

**Granulometría del producto.** La granulometría deseada en el producto es un factor importante para la elección de un molino de impacto rotatorio y un molino de martillos. En la Tabla 3.5-14 se muestra el análisis granulométrico de estos equipos a diferentes velocidades del rotor. Se puede observar las diferencias en el tamaño del producto, considerando que el material triturado fue roca caliza y ambos equipos operan a la misma velocidad.

El molino de martillos móviles obtiene un producto más fino que el molino de impacto rotatorio, aunque ambos equipos reducen el tamaño de la alimentación mediante el impacto de las partículas en caída libre. Solo el molino de martillos móviles está equipado con una rejilla para la clasificar el producto, lo cual permite tener un producto homogéneo. Para que el molino de impacto rotatorio pueda otorgar un producto homogéneo se necesita que los martillos sólo actúen sobre aquellas partículas que lo necesitan, operando en circuito cerrado con una criba en la alimentación. Para seleccionar cualquiera de los dos molinos es importante tener en cuenta cual es el proceso de beneficio que sigue el mineral o roca para determinar la granulometría del producto.

**Tabla 3.5-14**

Comparativa de la granulometría de un molino de martillos e impacto rotatorio.

Porcentaje acumulativo que pasa						
Velocidad	9000 ft/min		7000 ft/min		9000 ft/min	
Abertura de la malla	Molino de martillos	Molinos de impacto rotatorio	Molino de martillos	Molinos de impacto rotatorio	Molino de martillos	Molinos de impacto rotatorio
1 1/2 "	-	-	-	-	-	88.2
1"	-	-	-	84.9	-	-
1/2 "	-	-	94.9	76.2	96.8	79.8
4 mallas	89.9	75.8	75.2	54.2	74.2	56.5
10 mallas	76.4	61.1	60.4	41.4	57.6	42.7
20 mallas	66.9	53.7	53.1	35.4	48.4	35.8
28 mallas	59.2	46.4	-	-	-	-
35 mallas	48.5	37.9	-	-	-	-
48 mallas	35.4	28.1	-	-	-	-
65 mallas	20.1	18.2	17.8	13.4	15.5	13.6
100 mallas	14.3	13.1	12.6	9.8	12	10.2
Tamaño de alimentación	Menor a 2 in.		4 in.		8 in	

Adaptado de Weiss (1985).

**Forma de alimentación.** La forma de alimentación está relacionada con la disposición de las partículas en la cámara de trituración. A diferencia de las demás trituradoras las partículas no se distribuyen de manera uniforme alrededor del martillo, por lo tanto, se debe de tener cuidado en la forma en que se alimenta el material. La alimentación no uniforme alrededor del rotor resulta en un desgaste no justificado del martillo que reduce su capacidad para producir un tamaño del producto deseado y aumenta el consumo de energía por el trabajo realizado sin material.

Para que el funcionamiento del equipo sea eficiente es importante que el material se alimente desde una altura tal que su caída permita que la partícula sea impactada libremente para absorber totalmente el golpe del martillo. Eacret y Klein (1985) recomiendan que la altura sea un tercio o dos tercios del diámetro de la carcasa del molino.

La velocidad de alimentación se calcula a partir de la expresión:

$$V^2 = 2gh \tag{3.5.32}$$

Donde:

*h*: Altura de la caída, m.

*g*: Constante gravitacional, m/s.

**Consumo de energía.** La cantidad de energía que la trituradora requiera depende de las características del mineral o roca, tamaño de alimentación y tamaño del producto deseado. Las tablas de los fabricantes muestran una gran variedad de tamaños de motores debido a la variedad de características físicas que tiene los minerales. Las trituradoras de impacto en su estructura están diseñadas para resistir grandes esfuerzos.



El diseño de las trituradoras debe estar relacionado con el tipo de material a triturar con la intención que no esté sobre dimensionado el equipo en su estructura y el motor; si una trituradora de impacto será utilizada para trabajar con carbón bituminoso resulta inútil que su diseño resista y trabaje con un motor para trabajar con roca caliza que es más abrasiva.

Un gran porcentaje de la energía que consumen estos equipos se utiliza para lograr una alta velocidad de los martillos para el impacto. De manera práctica que el consumo de energía está directamente relacionado con el trabajo que realiza el equipo para la trituración y se mide tomando como referencia toneladas trituradoras por HP utilizado. La teoría de trituración de Bond es utilizada para calcular el consumo de energía en función del índice de trabajo del material. El cálculo de la energía en la mayoría de las trituradoras se contempla sin carga en el equipo debido a que la mayoría de los equipos son diseñados para iniciar sin carga.

Actualmente los molinos de martillos han sido reemplazados por los molinos de impacto rotatorios y las trituradoras de rodillos de alta presión (HPGR). Debido al avance de la tecnología los molinos de martillos son usados en pocas plantas, el enfoque de las trituradoras de impacto solo se limita al molino de impacto rotatorio también llamada trituradora de impacto de eje horizontal “HSI” por sus siglas en inglés y la trituradoras de impacto de eje vertical “VSI” (Bearman, 2019).

El HSI es utilizado para etapas de trituración primaria, secundaria y terciaria. El tamaño de alimentación varía de acuerdo a las necesidades de la operación, en las etapas de trituración primaria se tienen aberturas de alimentación que alcanzan 50 a 60 pulgadas llegando a una capacidad de 3,300 toneladas cortas por hora. En operaciones donde se requiere una mayor producción de finos se tiene una abertura de alimentación de 1.2 a 1.6 pulgadas otorgando una capacidad de 110 toneladas cortas por hora. Como se mencionó anteriormente los equipos HSI basan su operación en una serie de martillos o elementos de desgaste fijos los cuales giran a alta velocidad e impactan el flujo del material alimentado, el cual desciende en caída libre hacia una placas o barras de impacto, una condición que limita la operación de estos equipos es el alto porcentaje de desgaste de los martillos y de las placas de impacto, conforme se desgastan estos elementos el rendimiento de las trituradoras disminuye gradualmente.

Es por eso que se recomienda antes de pensar en la aplicación de una trituradora de impacto en una planta de trituración se realicen pruebas de la abrasión del material, a lo largo de los años se ha expresado que los materiales que pueden ser triturados por estos equipos contengan un porcentaje menor al 8% de sílice (Eacret y Klein, 1985). Esta característica hace que sean pocas las operaciones que encuentren una aplicación a estos equipos cuando se tiene una alimentación con un alto índice de abrasión.

Bearman (2019) señala, si el material cumple con la característica de un bajo índice de abrasión, el desgaste de los elementos de impacto y los costos operativos son aceptables para su aplicación en la disminución de tamaño. Las trituradoras de impacto ofrecen algunas ventajas para el procesamiento de minerales que no están disponibles para los otros tipos de trituradoras, estas ventajas son:

1. Otorgan una mejor forma al producto por los planos de debilidad del mineral o roca.
2. Tiene la capacidad de manejar materiales húmedos, congelados o de comportamiento plástico.

3. Permiten la reducción de tamaño sin tener la generación de fino y ultra finos.
4. La simplicidad en su operación y sus componentes permite un fácil mantenimiento aumentando su tiempo de disponibilidad.

El diseño general de las unidades HSI es simple el cual se describe como un rotor con martillos reemplazables instalado en un eje que se acciona mediante un rodillo externo a la cámara de trituración. El conjunto del rotor se monta dentro de una carcasa robusta con un sistema de transmisión de correa y una polea que hace girar un rotor.

Las diferencias de un equipo HSI en comparación con un molino de martillos son:

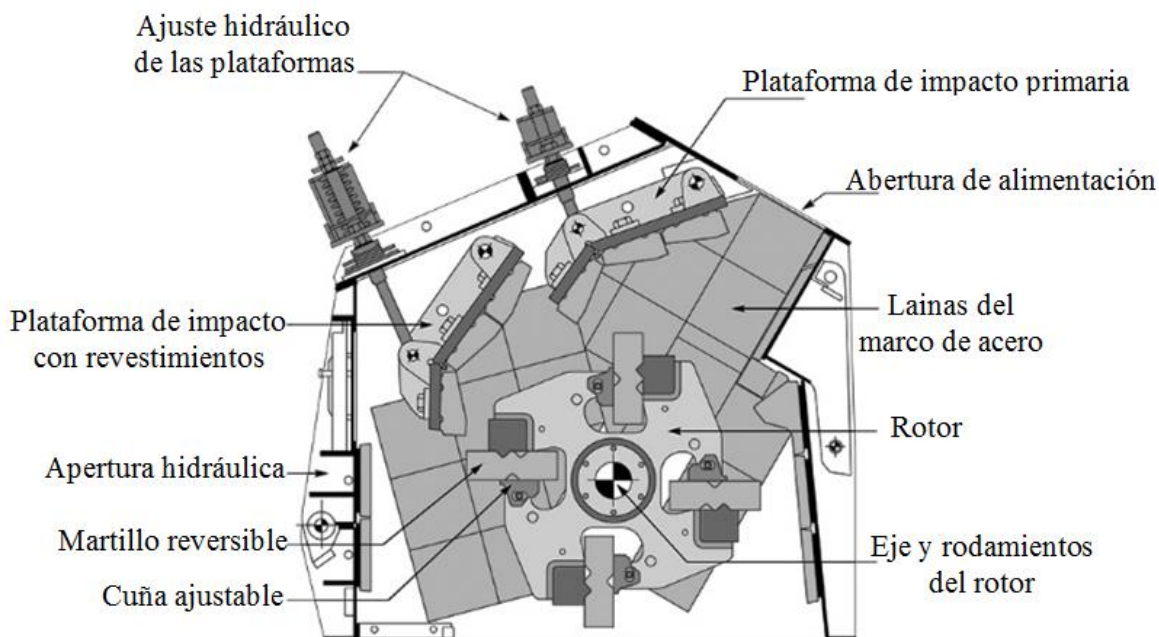
- Inclinação de la entrada de alimentación.
- Tipo de fijación de los martillos.
- Número de martillos en el rotor.
- Posibilidad de cambiar el sentido de giro del rotor.
- Control de la velocidad de rotación y ajuste hidráulico o eléctrico.
- Posibilidad de aditamentos para obtener finos (Cámara terciaria).

La construcción de las trituradoras HSI consta de una carcasa exterior, placas de impacto estacionarias y un rotor con martillos fijos. La carcasa exterior es esencialmente una caja de acero que contiene un área de trituración y proporciona un soporte estructural.

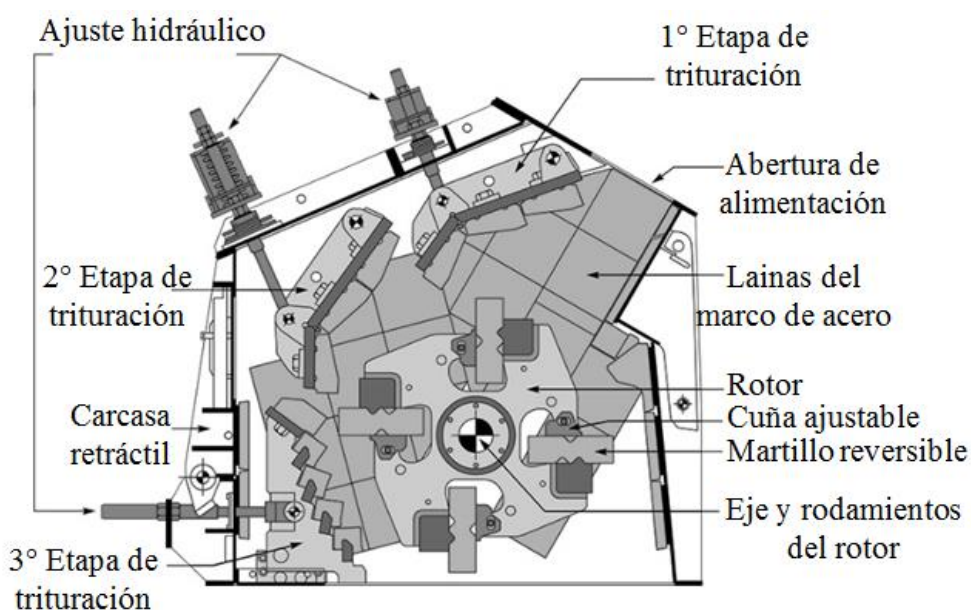
El objetivo de la carcasa es resistir el flujo y los impactos del material alimentado, las placas de impacto se montan a la carcasa y están situadas frente al rotor. Estas placas estacionarias se colocan y diseñan para ser un yunque de tal manera que el material se pueda romper cuando son proyectadas. En las máquinas HSI el ajuste del desgaste y el control del producto se logra a través del ajuste de las placas de impacto estacionarias con ayuda de pernos, estas barras tienen un sistema hidráulico y en algunos diseños se cuenta con un ajuste cargado por resortes que se encuentran en el exterior del cuerpo de la trituradora permitiendo el movimiento de las placas de impacto.

El dimensionamiento y designación del modelo de los equipos HSI varía entre los fabricantes, pero generalmente se utiliza la abertura de alimentación y número de martillos, por ejemplo, un equipo 13/16/4 tiene una abertura de alimentación de 1,300 x 1,600 mm con cuatro martillos en el rotor. Se pueden agregar números y letras adicionales para indicar la aplicación en circuitos de molienda (es decir, las letras indican las especificaciones y número de placas de impacto adicionales en el rotor para la generación de finos, además del sistema de ajuste de las placas de impacto) por ejemplo la trituradora Hazemag APKM-1015 que tiene un ajuste hidráulico y una tercera cámara de trituración.

Algunos fabricantes dimensionan los equipos mediante el diámetro del rotor y el número de martillos (ejemplo la Tauro 10/3 tiene un diámetro de 10” y 3 martillos), otros toman como referencia el diámetro y el ancho del rotor (ejemplo: Telsmith 2420 tiene un diámetro de 24” y un ancho de 20”). Pennsylvania Crusher toma como referencia de su dimensionamiento la potencia del motor o la abertura de alimentación. En las Figuras 3.5-65 y 3.5-66 se muestra ejemplos de máquinas HSI con y sin placas de producción de finos.



**Figura 3.5-65** Equipo HSI secundario. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).



**Figura 3.5-66** Equipo HSI terciaria. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

El diseño para una mayor producción de finos consiste en una periferia de barras de impacto. En la figura 3.5-67 se muestra un equipo HSI para la obtención de finos; esta máquina también es reversible por lo tanto se puede operar en ambas direcciones para obtener el máximo uso de los martillos. Este diseño tiene una proyección del material en toda su periferia donde se encuentra un revestimiento de barras de impacto que ofrecen una mayor relación de trituración (Bearman, 2019).

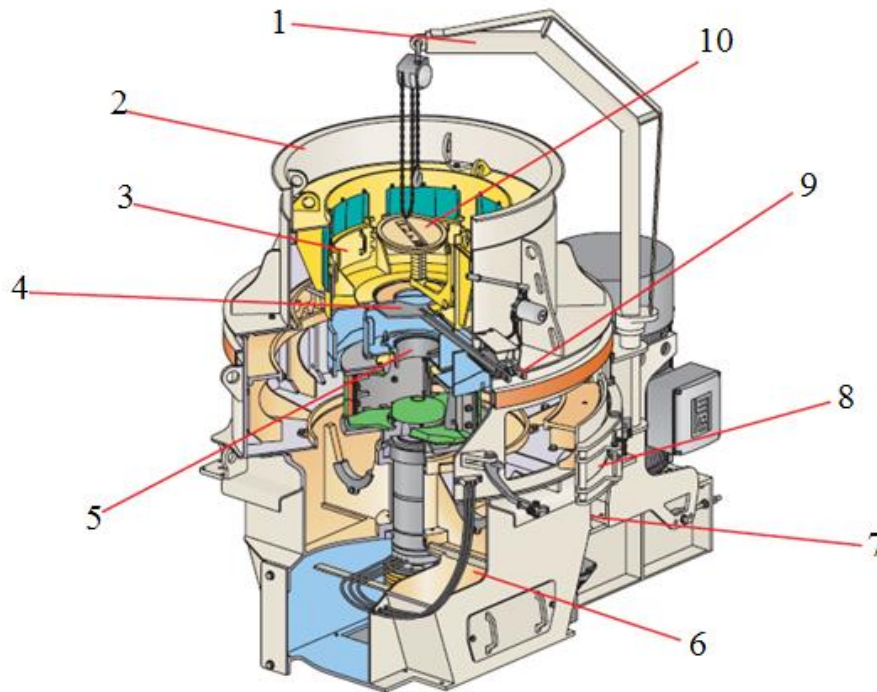


**Figura 3.5-67** Equipo HSI reversible. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019)

Los equipos VSI son utilizados para tareas de trituración terciaria o cuaternaria, en estos equipos la alimentación se introduce en la parte superior al centro de un rotor que gira alrededor de un eje vertical. Las partículas se aceleran dentro del rotor y se proyectan fuera del rotor creando un lecho de partículas. Este proceso de choque entre partículas o principio autógeno fue el objetivo principal del diseño de este equipo porque reduce el desgaste de la carcasa de la máquina y permitió que las partículas se fragmentaran libremente. En un principio la capacidad de reducción de tamaño era limitada y el consumo de energía era alto. Se observó que a medida que se alimentaban partículas con un mayor diámetro el rendimiento del equipo disminuía porque la mayoría del material de gran tamaño no era afectado por la acción de trituración (Bearman, 1985).

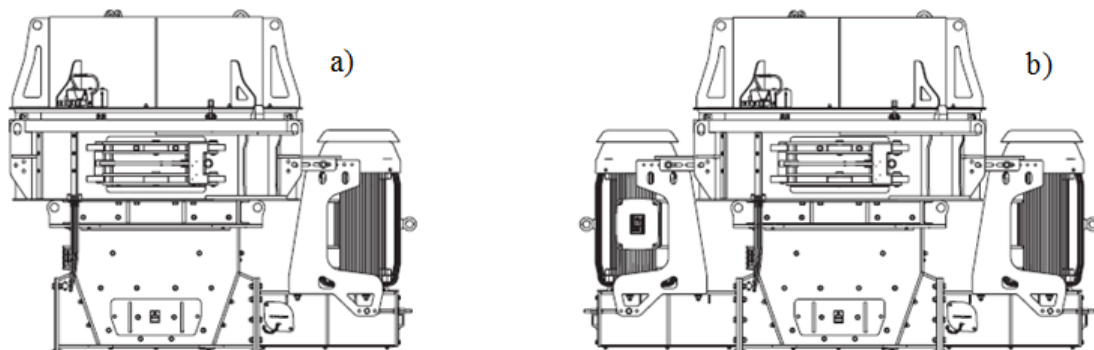
Wills y Finch (2016) señalan que se mejoró la acción de aplastamiento, donde las partículas de mayor diámetro caían en la periferia del rotor en forma de cascadas para ser impactadas por las partículas a alta velocidad que se encuentran dentro del rotor giratorio. Este proceso de canalizar la alimentación gruesa al exterior y partículas de un tamaño mixto en el rotor permitió una mayor fragmentación de la alimentación. La serie Barmac VSI de Metso ha encontrado una gran aplicación en la industria de agregados pétreos por la cubricidad del producto debido al principio de ruptura de roca con roca; se emplea para la producción de arenas y agregados, reducción de tamaño de minerales industriales, desaglomeración de escoria, tortas y trituración de desechos para su reciclado. Actualmente estos equipos son diseñados por los proveedores Sandvik, Thyssenkrupp, MEKA, Terex y Metso Minerals.

En la industria de minerales metálicos se ha utilizado en etapas de pre-molienda (trituración secundaria o terciaria) para alimentar posteriormente a un circuito de molienda obteniendo productos hasta de ¼"; también para la reducción de tamaño en minerales que se alimentan a un proceso de lixiviación. En la Figura 3.5-68 se muestran los componentes de las trituradoras Barmac de la serie B de Metso.



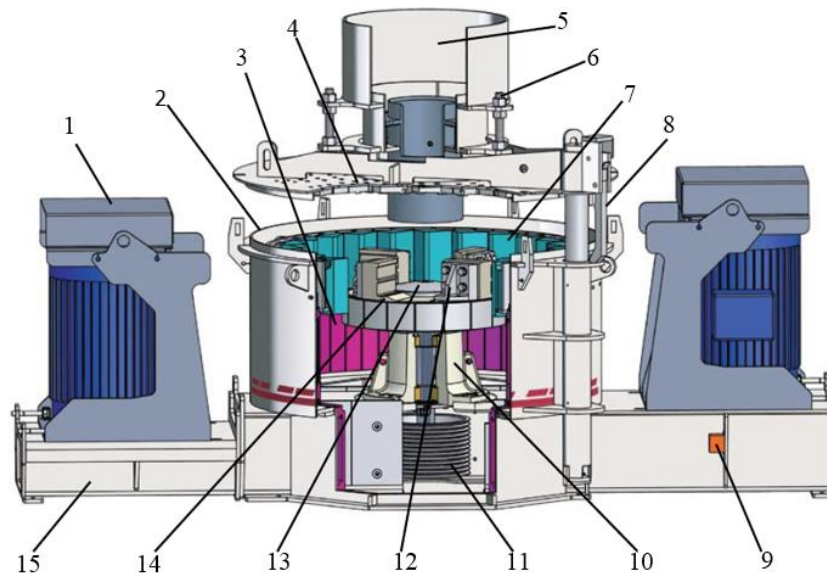
**Figura 3.5-68** Componentes de una trituradora de impacto de eje vertical Barmac **Leyendas:** (1) Brazo de servicio para el motor (opcional), (2) Tolva del equipos, (3) Paredes de la alimentación en cascada, (4) Compuerta de la alimentación en cascada, (5) Tubo de alimentación dentro del rotor, (6) Lubricación del eje principal, (7) Sistema de control operativo, (8) Compuerta de inspección, (9) Posición de la compuerta de la alimentación de cascada y (10) Platillo de distribución. Adaptado de Metso Minerals (2004).

Estos equipos pueden tener una configuración simple o de mando doble, esta clasificación se da en función del motor del equipo. En la Figura 3.5-69 se muestra la configuración de las trituradoras Barmac simple o de doble mando.



**Figura 3.5-69** Configuración de los equipos VSI. **Leyenda:** a) Configuración de mando simple y b) Configuración de mando doble. Tomado de Metso Minerals (2004).

Bearman (2019) indica que una variable es el equipo VSI Canica que en su diseño tiene un rotor que gira alrededor de un eje vertical. La alimentación se da en la parte superior, el rotor gira garantizando la aceleración de las partículas las cuales salen proyectadas donde son impactadas por una serie de yunques que rodean al rotor. La principal diferencia entre el diseño de Barmac y la de Canica es la superficie de ruptura alrededor de la carcasa del rotor. Estos equipos logran una mayor reducción de tamaño con un consumo de energía bajo, el único aspecto en contra es el desgaste de los yunques. En la Figura 3.5-70 se muestran los componentes del equipo VSI Canica.



**Figura 3.5-70** Componentes de una trituradoras VSI Canica. **Leyendas:** (1) Cubierta del motor, (2) Sello anti polvo, (3) Revestimiento del eje principal, (4) Puerta de inspección, (5) Tolva de alimentación, (6) Ajuste de la tolva de alimentación, (7) Superficie perimetral de yunques, (8) Interruptor de seguridad, (9) Sensor de vibración, (10) Cojinete del eje central, (11) Poleas y correas de transmisión, (12) Rotor abierto, (13) Placa de alimentación de tungsteno, (14) Revestimiento del motor y (15) Montaje del motor fuera del conjunto. Tomado de Terex (2011).

Esta variante de la trituradora de impacto de eje vertical Canica desarrollada por Compañía Terex tiene varias configuraciones de la cámara dependiendo de la abrasión del material, dichas configuraciones son: placa sobre yunque, roca sobre yunque y roca sobre roca, ver Figura 3.5-71



**Figura 3.5-71** Configuraciones de la VSI Canica. **Leyendas:** a) Placa sobre yunque, b) Roca sobre yunque y c) Roca sobre roca. Tomado de Terex (2011).

Estas unidades funcionan con 5 a 6 impulsores de acero y con un anillo de yunques delgados  
 Figura 3.5-72 La roca es golpeada o acelerada para impactar en los yunques, posteriormente las partículas fragmentadas caen por el conducto de descarga y son transportadas por una banda.



**Figura 3.5-72** Opciones de configuración trituradoras VSI Canica. Adaptado de Terex (2011).

En los equipos VSI Canica se pueden manejar capacidades de 650 tph con un tamaño de alimentación mayor a 50 mm. Cuando se equipa el rotor con la configuración roca sobre yunque se puede utilizar para etapas de trituración secundaria, aceptando partículas con un tamaño de 12 pulgadas.

Bearman (2019) aclara que la energía de trituración en los equipos VSI es proporcionado a través de la energía cinética generada por la aceleración del rotor giratorio, esto quiere decir:

$$\text{Energía de trituración} = \frac{1}{2} m v^2 \quad (3.5.33)$$

Donde:

m: Masa de la partícula, kg

v: Velocidad del rotor, m/s

Una característica del diseño Barmac es la disposición de la alimentación de la carcasa, en términos de eficiencia se considera que la proporción alimentada en la cascada no debe de exceder el 60 % de la alimentación del rotor, excepto cuando el fabricante lo recomienda. Algunos de los materiales que se trituran en estos equipos son: alúmina, andesita, arenisca de grano grueso, barita, basalto, bauxita, caliza, carbón, clinker, coque, cuarcita, escoria, grafito, magnesita, malaquita, nefelina, nitrato de sodio, pedernal, sal, zeolita y zircón.

Los equipos HSI se pueden implementar en una amplia variedad de funciones desde una etapa primaria hasta la trituración para producir finos, según la disposición del equipo y su configuración. La selección de un equipo HSI sigue los mismos principios que con cualquier otra trituradora; el tamaño de alimentación, relación de trituración, tamaño de producto deseado y capacidad bajo las características de la operación.

En términos de rendimiento, las variables que controlan la capacidad son:

- Tamaño de la abertura de alimentación.
- Ángulo de entrada de la alimentación.
- Velocidad de alimentación.
- Diámetro del rotor.
- Velocidad del rotor.
- Número de martillos y placas de impacto.

Las variables que controlan la distribución de tamaño del producto:

- Distancia entre las placas de impacto en cada cámara.
- Velocidad del rotor.
- Número de martillos.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.7 Trituradoras Especiales](#) se muestran los equipos HSI y VSI de los proveedores Hazemag ([Material 4](#)), Telsmith ([Material 5](#)), ARJA ([Material 6](#)), Thyssenkrupp ([Material 7 – Material 10](#)), Metso ([Material 8](#)), Terex ([Material 9](#)) y Sandvik ([Material 11](#)). Los cuales ofrecen una gran variedad de equipos con diversas características para proporcionar una trituradora para el trabajo que se requiera. En los catálogos se pueden encontrar datos que permiten hacer una estimación del rendimiento del modelo, normalmente la información que se encuentra en la literatura de los fabricantes son:

- Capacidad.
- Potencia.
- Tamaño de alimentación.
- Número de martillos (filas).
- Número de placas de impacto que se pueden ajustar.
- Abertura de alimentación.
- Tamaño del rotor.
- Peso del equipo.
- Tamaño del producto.
- Velocidad del rotor.



En la Tabla 3.5-15 se muestran las especificaciones de las trituradoras secundarias HSI de Hazemag APS. Estas trituradoras están diseñadas para materiales con un contenido de sílice medio a bajo y están disponibles en un rango de capacidades de 5 a 1,100 toneladas cortas por hora dependiendo del modelo, obteniendo un producto máximo de 3 pulgadas.

**Tabla 3.5-15**

Especificaciones de los equipos HSI serie APS.

<b>Especificaciones HSI Secundaria de Hazemag Serie APS</b>						
Modelo	Capacidad	Consumo de energía (HP)	Abertura de alimentación (in.)	Tamaño de alimentación máximo (in.)	Tamaño del rotor (in.)	Peso (lb)
APS - 0403	5	10	12 x 14	4	16 x 13	2625
APS - 0406	10	15	12 x 27	4	16 x 26	3730
APS - 0604	15	15	15 x 18	5	24 x 16	4160
APS - 0806	30	40	15 x 27	6	30 x 26	9200
APS -0810	75	100	15 x 40	6	31 x 40	10700
APS - 0813	100	150	15 x 54	6	40 x 52	149000
APS - 1006	50	75	22 x 27	8	40 x 26	11280
APS - 1010	90	150	22 x 40	8	40 x 40	15800
APS - 1013	150	200	22 x 54	8	40 x 53	19100
APS - 1015	200	250	22 x 60	8	40 x 59	21100
APS - 1020	250	350	22 x 80	8	40 x 79	24700
APS - 1310	125	2000	34 x 40	10	53 x 40	30100
APS - 1313	250	200	34 x 54	10	53 x 53	37700
APS - 1315	300	300	34 x 60	10	53 x 59	40640
APS - 1320	400	400	34 x 80	10	53 x 79	52700
APS - 1430	900	500	38 x 119	10	57 x 118	86800
APS - 1513	300	1000	37 x 54	12	59 x 52	40735
APS - 1515	375	400	37 x 60	12	59 x 59	43825
APS -1520	450	500	37 x 80	12	59 x 79	55600
APS - 1615	400	500	35 x 60	14	64 x 59	51600
APS - 1620	500	600	35 x 80	14	64 x 79	63100
APS - 1622	650	700	35 x 90	14	60 x 89	67500
APS - 1630	1100	1200	35 x 119	14	64 x 118	97500
<b>Capacidad en toneladas cortas por hora</b>						

Adaptado de Hazemag Secondary Impactor APS/APSM.

En la Tabla 3.5-16 se muestran las especificaciones de la Serie de Trituradoras de Impacto Primarias de Hazemag APP, las cuales son ideales para materiales de una dureza media otorgando un producto cubico y homogéneo de tamaño máximo de 8 pulgadas en una sola trituración.

**Tabla 3.5-16**

Especificaciones de los equipos HSI serie APP.

<b>Especificaciones HSI Primaria de Hazemag Serie APP</b>						
Modelo	Capacidad	Consumo de energía (HP)	Abertura de alimentación (in.)	Tamaño de alimentación máximo (in.)	Tamaño del rotor (in.)	Peso (lb)
APP - 1513	250	250	35 x 54	30	60 x 53	47800
APP - 1615	400	350	51 x 60	40	63 x 59	89400
APP - 1622	700	600	51 x 89	40	63 x 88	128100
APP - 1822	900	1000	63 x 89	48	70 x 88	150800
APP - 2022	1100	1200	72 x 89	60	79 x 88	191700
APP - 2025	1200	1500	72 x 99	60	79 x 98	206300
APP - 2030	1650	1800	51 x 118	60	79 x 119	244700
APP - 2522	1500	1600	84 x 89	60	98 x 88	297000
APP - 2525	2000	1800	84 x 99	60	98 x 98	33200
APP - 2530	2500	2500	84 x 118	60	98 x 118	396000
<b>Capacidad en toneladas cortas por hora</b>						

Adaptado de Dunne, Kawatra &amp; Young (2019)

En la Tabla 3.5-17 se muestran las especificaciones de las trituradoras terciarias de SBM Mineral Processing.

**Tabla 3.5-17**

Especificaciones de los equipos HSI terciarias.

<b>Especificaciones HSI Terciarias SBM Mineral Processing</b>					
Modelo	Tamaño de alimentación máximo (mm)	Velocidad del rotor (m/s)	Capacidad	Consumo de energía (kW)	Peso del equipos (kg)
10/05/2 SMR	80	50 - 75	80	75 - 160	7900
10/05/4 SMR	150	30 - 60	130	75 - 160	8100
10/10/2 SMR	80	50 - 75	150	110 - 250	12000
10/10/4 SMR	150	30 - 60	200	110 - 250	12400
13/7/4 SMR	200	30 - 60	250	110 - 250	146000
13/10/4 SMR	200	30 - 60	250	110 - 250	223000
13/13/4 SMR	200	30 - 60	300	132 - 315	289000
<b>Capacidad en toneladas cortas por hora</b>					

Adaptado de Dunne, Kawatra &amp; Young (2019)

Los equipos VSI Barmac de Metso han sido diseñados para aceptar tamaños de alimentación menores a 2 pulgadas, debido al enfoque que tienen en la aplicación de generación de arenas. Bajo este punto una de las diferencias de los equipos VSI del tipo Canica es que tiene la posibilidad de triturar material con un tamaño de alimentación más grueso hasta de 12 pulgadas. Las variables que controlan la disminución de tamaño del producto son:

- La dureza del material.
- La velocidad del rotor.

Las especificaciones de la trituradora VSI del equipo Canica y la serie B de Barmac de Metso Mineral se muestra en la Tabla 3.5-18, 3.5-19 y 3.5-20.

**Tabla 3.5-18**

Especificaciones del equipo VSI Canica.

<b>Especificaciones del equipos VSI Canica</b>						
Modelo	100	2300	105	2350	2500	3000
Peso del equipo (kg)	14152	15423	18144	16330	23134	26309
Tamaño máximo de alimentación (mm)	127	127	152	152 - 203	203 - 254	305
Capacidad máxima	363	454	454	544	726	907
Potencia (HP)	400 - 700	400 - 700	500 - 800	500 - 800	600 - 1000	700 - 1200
<b>Capacidad en toneladas métricas por hora</b>						

Adaptado de Terex (2011).

**Tabla 3.5-19**

Especificaciones del equipo VSI Canica SD – DD.

<b>Especificaciones del equipos VSI Canica SD - DD</b>					
Modelo	1200	1400	2000 SD	2000 DD	2050
Peso del equipo (kg)	3629	5443	10986	12747	14062
Tamaño máximo de alimentación (mm)	38	51	102	102	102
Capacidad máxima	64	113	227	317	363
Potencia (HP)	50 - 150	100 - 250	200 - 400	400 - 700	400 - 700
<b>Capacidad en toneladas métricas por hora</b>					
<b>SD: Mando simple</b>			<b>DD: Mando doble</b>		

Adaptado de Terex (2011).

**Tabla 3.5-20**

Especificaciones de la Serie B de Barmac.

<b>Especificaciones de la Serie B de Barmac</b>						
Modelo	B3100SE	B5100SE	B6150SE	B7150SE	B9100SE	XD120
Tamaño de alimentación (mm)	20	32	43	66	66	76
Tamaño del rotor (mm)	300	500	690	840	840 - 900	1200
Potencia (HP)	15 - 20	50 - 70	100 - 175	200 - 400	500 - 800	1075
Velocidad del rotor (rpm)	3000 - 5300	1500 - 3600	1500 - 2500	1100 - 2000	1000 - 1800	800 - 1400
Capacidad	3 - 23	10 - 104	40 - 330	90 - 860	260 - 1580	550 - 2080
Peso del equipo (kg)	1193	3687	7932	14792	17357	23310
<b>Capacidad en toneladas métricas por hora</b>						

Adaptado de Metso Minerals (2004).

Por la variabilidad que existe en el mecanismo de trituración por impacto, resulta esencial que se consulte a los fabricantes para generar pruebas con el material para confiar en el rendimiento del equipo para la operación. Respecto a los dos diseños que tienen una mayor aplicación (equipos HSI y VSI) se deben tener algunas consideraciones en la alimentación de los equipos para obtener un mejor rendimiento. En los equipos HSI, es fundamental garantizar que la alimentación se distribuya uniformemente a lo largo del ancho de la abertura de alimentación y que no haya una alimentación excesiva de finos o gruesos en un área en particular. Cualquier cambio en la alimentación conduce a un desgaste acelerado en algunas áreas, como resultado se tendrá un producto irregular y los martillos tendrán que ser cambiados prematuramente. Para una operación eficiente el material debe caer a una velocidad suficiente de tal forma que caiga en el espacio entre los martillos.

En los equipos HSI y VSI los finos deben de eliminarse de la alimentación, no porque perjudiquen a los equipos en términos de sus elementos mecánicos, sino porque la presencia de finos ocupa un espacio lo cual se traduce en una reducción en su rendimiento.

Para los equipos VSI donde la alimentación ingresa en el centro del rotor, la distribución granulométrica de la alimentación con un alto porcentaje de finos no es un problema, los gruesos generan problemas de desgaste. En los equipos Barmac se debe de garantizar que la alimentación en cascada se tenga una buena granulometría para distribuirse en la periferia de la máquina. Esto se logra con un control en la alimentación utilizando alimentadores en una correcta posición en las instalaciones de almacenamiento como stockpile o tolvas.

La potencia del motor en los equipos HSI, se basa en la selección del motor para que pueda acelerar el rotor a una velocidad determinada tal que se pueda suministrar la energía requerida para causar el fracturamiento del material y que se tenga la capacidad deseada. Para determinar la energía para fracturar el material, la mayoría de los fabricantes utilizan el enfoque del índice de abrasión de Bond.

El rendimiento de las VSI, depende de mantener el flujo granulométrico del material en su expulsión del rotor y siempre debe de existir suficiente energía para mantener la carga del rotor en movimiento para que se lleve a cabo la reducción de tamaño. Esencialmente los equipos HSI la ruptura de las partículas es libre debido a que todas las partículas están expuestas a la posibilidad de impactarse y fracturarse (a diferencia de las trituradoras que tienen un mecanismo de compresión), la generación de finos es mayor. Algunas desventajas de estos equipos es su relación de trituración máxima de 3 y el desgaste de los martillos es muy alto generando altos costos operativos.

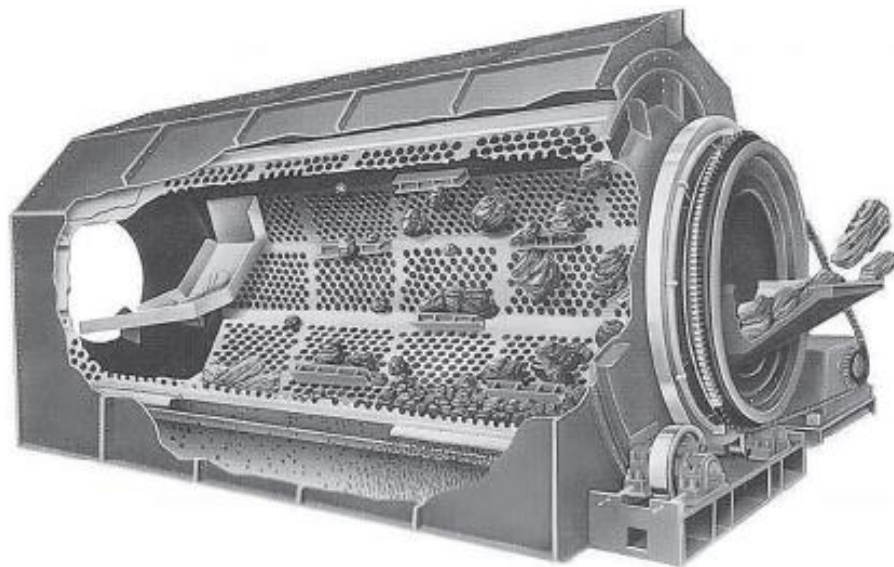
Las trituradoras de impacto son un ejemplo de lo importante que es comprender las variables que interactúan en el mecanismo de trituración. Cuando se comprenden permite garantizar que la trituradora opere de manera adecuada, teniendo en cuenta estas variables y las características del material se asegura un correcto diseño del circuito de trituración.

### 3.5.3.2 TRITURADORA BRADFORD

También conocidas como Bradford Breaker en honor al inventor Hazekiah Bradford, su estructura consiste en una cámara cilíndrica ligeramente inclinada con aberturas en su perímetro con el tamaño del producto deseado como si se tratara de una criba y gira alrededor de su eje a bajas revoluciones. Estos equipos son utilizados para la trituración primaria, cuando se tratan de grandes tonelajes de carbón (Subba, 2011).

Su funcionamiento es similar al de una criba cilíndrica, normalmente tiene un diámetro de 1.8 a 3.6 metros y una longitud aproximada de 1.5 a 2.5 veces el diámetro y rota a una velocidad de 12 a 18 rpm. La máquina está construida en una sola pieza, el carbón se alimenta en uno de los extremos llegando a capacidades hasta de 1,500 tph (Wills y Finch, 2016).

Bise (2013) señala que en el equipo el carbón es alimentado por un extremo donde se deja caer sobre la carcasa giratoria, que consiste en placas de acero perforadas. La acción de volteo debido a la caída genera el impacto con las placas y la abrasión entre las partículas de carbón reduce su tamaño a medida que se mueve a lo largo de la carcasa. El carbón triturado pasa a través de las aberturas mientras que el material que no se trituró (como roca o madera) sale por el otro extremo, tanto el material no triturable y los fragmentos con un tamaño mayor al producto se retienen y a medida que gira la carcasa son levantados por placas laterales conocidas como elevadores longitudinales. Por la densidad del carbón justo cuando están a punto de salir por el extremo, el carbón se desliza fuera de las placas y cae en el fondo del cilindro para someterse a un nuevo proceso de trituración, ver Figura 3.5-73.



**Figura 3.5-73** Funcionamiento de una trituradora Bradford. Tomado de Pennsylvania Crusher (2014).

La máquina aprovecha el choque del carbón como es un material friable con los grandes fragmentos de rocas provenientes de la mina que actúa como medios de molienda. Como el carbón triturado es retirado rápidamente de la carcasa cilíndrica a través de los orificios, se reduce el volumen de carbón que choca con la carcasa de acero acelerando su reducción de tamaño y disminuyendo la producción de finos. Cuando el carbón es duro, se incrementa la relación entre la longitud y el diámetro del cilindro para dar una mayor fuerza en la caída.

La quebradora rotatoria normalmente no tiene problemas en su operación por lo tanto se requiere de poco mantenimiento. El tambor es fijado en los extremos y se ejerce la rotación a través de un piñón en uno de los extremos por lo tanto no existe un eje principal o cojinetes por lo tanto el equipo no es susceptible a daños en su mecanismo por la presencia de roca dura o pedacería de acero.

La única situación mediante la cual este equipo no opera de manera satisfactoria es cuando se alimentan materiales arcillosos que se comportan como un material plástico si cuentan con un porcentaje de humedad alto. Tales materiales tienden a rodar en forma de bolas las cuales tapan las perforaciones de la carcasa lo que hace detener la rotación. Este equipo tiene un costo de inversión alto, costos de mantenimiento bajos y tiene un control adecuado en la granulometría del producto.

Taggart (1945) propuso una expresión empírica para determinar la potencia para una quebradora Bradford:

$$P = \frac{D(75 + \pi L)}{44} \quad (3.5-34)$$

Donde:

D: Diámetro de la carcasa giratoria, ft.

L: Longitud de la carcasa giratoria, ft.

P: Potencia, HP.

Esta fórmula indica una aproximación del tamaño del motor bajo las observaciones de Arthur Taggart en diversas operaciones. Posteriormente Mular en el año de 1978 como lo indica Leonard (1991) analizó la operación de diversas quebradoras, relacionando la potencia con su diámetro y generando una nueva expresión. El fundamento de esta expresión se encuentra en el principio de ruptura del carbón dentro de la carcasa como si se tratara de un molino giratorio encontrando de que la potencia es proporcional al diámetro y longitud del molino, la potencia está dada por:

$$P = 0.55D^{2.5}L \quad [\text{kW}] \quad (3.5-35)$$

Posterior al diseño de la quebradora rotatoria se desarrolló el molino de martillos como una variante de estos equipos para carbón más duro. El desarrollo de las trituradoras de impacto permitió que tuvieran un diferente enfoque y no solo se utiliza para la industria del carbón. Actualmente estos equipos son fabricados por Pennsylvania Crusher Corporation y McLanahan Corporation ([Ver, Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.7 Trituradoras Especiales - Material 12](#)).

## REFERENCIAS

- Bearman (2019). Jaw and Impact Crushers. En Dunne R., Kawatra K. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 375-389). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Bise C. J. (2013). Modern American Coal Mining, Methods and Applications (pp. 251 - 252). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME)
- Burroughs C. (1991). Materials Beneficiation (pp. 38 - 41). Springer- Verlag.
- Eacret R.L. y Klein E. F. (1985) Hammer Mills and Impactors. En Weiss N. L. (Ed.) Mineral Processing Handbook (pp. 3B-70 – 3B-86). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME.
- Gaudin M.A. (1939). Principles of Mineral Dressing (pp. 25-30). McGraw – Hill.
- Hazemag Secondary Impactors APS, APSM, APSH.
- Leonard J. W. (1991). Coal Preparation (pp. 202-203) Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME)
- Matthew D. y Cleary P. (2015). Simulation of particles flows and Breakage in Crusher Using DEM. Minerals Engineering Vol 74.
- Metso Minerals (2004). Impactor de eje vertical Barmac Serie B
- Metso Minerals (2013). Barmac B- Series VSI
- Pennsylvania Crusher(2014). Bradford Breakers
- Pryor J. (1985). Mineral Processing (pp. 67-68). 3a ed. Elsevier.
- Subba D. (2011). Mineral Beneficiation a Concise Basic Course (p. 47). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Taggart A. (1945). Handbook of Mineral Dressing (pp. 4-04 – 4-15). Wiley Engineering Handbook Series.
- Terex (2011). Systems Canica VSI. Vertical Shaft Impact Crushers.
- Wills B. y Finch J.(2016). Mineral Processing Technology (pp. 139-142). 7a ed. Elsevier B.V.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.7 Trituradoras Especiales](#) se muestran los catálogos de molinos de martillos de Hazemag ([Material 1](#)), Thyssenkrupp ([Material 2](#)) y Pennsylvania Crusher ([Material 3](#)) para su consulta y conocer las características de operación de estos equipos.

### 3.6 SELECCIÓN DE TRITURADORAS

Boyd (2002) estableció los parámetros de diseño que conforman la base para la selección y configuración de una planta de trituración. Estos parámetros son:

- Requisitos de producción.
- Costos de inversión.
- Características del mineral.
- Seguridad y medio ambiente de trabajo.
- Localización del proyecto.
- Flexibilidad de la planta a una expansión.
- Vida de la mina.
- Consideraciones operativas (área para la construcción, presión del agua, generación de polvos, aspectos estructurales, visualización de la operación desde diferentes puntos, etc.)
- Condiciones climáticas.
- Tratamiento posterior a la trituración que se le dará al mineral o roca.

La mayoría de estos parámetros están relacionados con la selección, tamaño y trabajo que realizarán los equipos de trituración. En la selección de los equipos de trituración se deben contemplar: las características del mineral, producción y tamaño del producto deseado. Además de consideraciones operativas y disponibilidad del equipo. Los principales problemas que se enfrenta al realizar la selección de los equipos de trituración se relacionan con el cumplimiento de:

- Relación de trituración deseado.
- Rendimiento de cada etapa de trituración.
- Rendimiento neto del circuito.

Además de la justificación de las etapas de trituración requeridas para alcanzar el tamaño del producto deseado, se debe garantizar la correcta configuración del circuito. Es decir que la instalación de las trituradoras y equipos auxiliares sea económicamente viable para el proyecto (costo por tonelada procesada) permitiendo que el diseño de la planta pase a la fase de construcción. En la Tabla 3.6-1 se proporciona una clasificación de los tipos de trituradoras con sus características de operación.

Cuando se trata de la selección de un tipo de trituradora se da prioridad a la etapa de trituración primaria y las diferentes características de la alimentación como el tamaño de alimentación, forma de alimentación y propiedades mecánicas. Además, se debe de procurar abordar otros factores que influyen en el desempeño del equipo basados en sus características operativas.



**Tabla 3.6-1**

Características generales de los equipos de trituración

<b>CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS EQUIPOS DE TRITURACIÓN</b>						
<b>Equipo</b>	<b>Tamaño de alimentación</b>	<b>Tamaño del producto</b>	<b>Capacidad</b>	<b>Consumo de energía</b>	<b>Disponibilidad</b>	<b>Peso promedio</b>
<b>Trituradora de quijada</b>	406 - 1372 mm	51 - 406 mm	150 - 1500	200 - 500 HP	Media	0.4 - 5
<b>Trituradora giratoria</b>	1372 - 1830 mm	100 - 300 mm	1700 - 8000	600 - 2010 HP	Alta	81 - 224
<b>ERC</b>	1000 - 1280 mm	100 - 300 mm	600 - 9700	214 - 1070 HP	Alta	83 - 240
<b>Trituradora de cono cabeza estándar</b>	150 - 635 mm	30 - 127 mm	20 - 2500	125 - 500 HP	Media	4 - 86
<b>Trituradora de cono cabeza corta</b>	35 - 254 mm	5 mm - 25 mm	20 - 720	150 - 600 HP	Alta	4.5 - 86
<b>Gyradisc</b>	32 - 76 mm	13 mm. - 200 mallas	55 - 300	40 - 422 HP	Alta	11.4 - 20
<b>Trituradora de rodillos</b>	40 - 1500 mm	15 - 300 mm	2.20 - 221	1 x 7 - 168 HP	Alta	4.5 - 14
<b>HPGR</b>	20 - 120 mm	0.1 - 10 mm	221 - 7936	2 x 295 - 6700 HP	Alta	60 - 630
<b>HSI</b>	102 - 580 mm	5 mm - 200 mm	5 - 2500	10 - 2500 HP	Media	21 - 180
<b>VSI</b>	20 - 76 mm	1 - 63 mm	44 - 880	50 - 1200 HP	Media	1 - 26
<b>Capacidad en toneladas cortas por hora</b>						
<b>Peso promedio en toneladas métricas</b>						

Como los equipos trituración pueden representar un punto crítico del circuito es difícil que se tengan circuitos de trituración establecidos. Dicho esto, una de las problemáticas es la decisión de operar en circuito abierto o cerrado, teniendo en cuenta que la configuración de un circuito abierto la trituradora funciona como un solo paso del circuito y la alimentación se transforma en el producto.

Un circuito cerrado, el producto de la trituradora es clasificado y el material que no cumple con el tamaño se recircula demandando un número mayor de equipos auxiliares; mientras que el material que cumple con el tamaño deseado es enviado al siguiente proceso. En términos generales en la trituración primaria y secundaria se emplean circuitos abiertos. Mientras que las trituradoras terciarias y cuaternarias se utilizan en circuito cerrado. La decisión de implementar un circuito abierto o cerrado dentro de la planta de trituración es un compromiso entre el rendimiento total de cada etapa, relación de trituración esperada, costo de inversión y el cumplimiento del tamaño del producto para el proceso aguas abajo.

Bearman (2019) menciona que las características de la alimentación a las etapas secundarias, terciarias y cuaternarias depende de la distribución granulométrica del producto que el equipo anterior proporciona y los equipos que se emplean para el control de tamaño. Existen problemas relacionados con el tipo de trituradora debido a su construcción y forma de operar, teniendo como resultado algunas limitantes al trabajar con ciertos materiales o bajo algunas condiciones de trabajo como se abordó en capítulos anteriores donde se hizo énfasis en la construcción y las variables de operación.

Bajo estas circunstancias la alimentación de las trituradoras no debe de ser un impedimento para que se cumpla con el rendimiento del circuito. Bearman (2019) establece que se debe de cumplir los siguientes aspectos:

1. El tamaño de la alimentación no debe de ser mayor a la abertura de la trituradora en un rango del 60 % - 80 %, al momento de seleccionar el equipo se debe de verificar las dimensiones de abertura de alimentación que el fabricante proporciona para cada modelo.
2. El material debe alimentarse a la siguiente quebradora en función de su capacidad y granulometría del producto obtenido en el equipo aguas arriba.
3. El tamaño de alimentación cambia dependiendo el tipo de trituradora. Cada equipo es sensible a los cambios en el tamaño de la alimentación provocando cambios significantes en sus variables de operación. Cuando no existe una clasificación en la alimentación se habla de una “alimentación completa” es decir se tienen finos. Cuando la alimentación tiene arcillas y presenta una humedad mayor al 5% se afecta el flujo del material en algunas trituradoras. En tales casos, la presencia de finos puede provocar una obstrucción y una acumulación de material en la cámara de trituración.
4. La velocidad de alimentación es un factor que se debe controlar, la capacidad de controlar la alimentación depende del equipo utilizado para esta tarea y características del flujo del material. En la mayoría de los equipos de trituración es crucial que la alimentación sea constante, la presencia de un alimentador es la mejor opción para el control total en la alimentación, además de permitir el paro de los equipos para su mantenimiento y otorga una carga viva en las instalaciones de almacenamiento.

Cuando se opera en circuito cerrado, un punto crítico es el equilibrio entre la distribución del tamaño del producto, área de cribado y producción requerida por el circuito.

En los equipos de trituración entre el 50 % y 90 % del material pasa por el ajuste de la descarga cumpliendo con el tamaño deseado, por lo tanto, la abertura de la criba debe establecerse en un valor donde el tonelaje de recirculación no se acumule en la cama de la criba evitando saturar el circuito. Para garantizar que se cumpla con la capacidad esperada en el circuito, es recomendable realizar una simulación del circuito con los equipos propuesto en un programa especializado. En dichos programas se utiliza un software de convergencia, y si el circuito no converge, esto indicara que la configuración del equipo es inadecuada puesto que el circuito no alcanza un equilibrio.

Todos los equipos de trituración tienen un límite en la reducción de tamaño, la cual varía según el tipo de trituradora y etapa de trituración. Para calcular el equipo requerido en la planta de trituración se debe definir la relación de trituración final para dicha etapa y establecer posibles escenarios realizando diversas combinaciones con los diferentes equipos a emplear. Con esto se podrá decidir cuantas etapas de trituración conformaran al circuito, el tipo de circuito en el que operará cada etapa para garantizar un producto final. Cada escenario deberá ser evaluado de tal forma que el costo de inversión y el consumo de energía sean rentables. En la Tabla 3.6-2 se muestran las relaciones de trituración típicas para los diferentes tipos de trituradoras.

**Tabla 3.6-2**  
Relaciones de trituración en los equipos de trituración.

<b>Relación de reducción típicos de los equipos de trituración para diferentes etapas</b>				
<b>Etapa de trituración</b>	Primaria	Secundaria	Terciaria	Cuaternaria
Trituradora de Quijada	3-7:1	-	-	-
Trituradora Giratoria	3-8:1	-	-	-
Trituradora de Cono	-	3-7:1	3-5:1	2-3:1
HSI	4-8:1	4-6:1	3-4:1	2-4:1
VSI	-	3-5:1	2-5:1	2-3:1
Trituradora de rodillos	3-5:1	3-5:1	2-4:1	2-3:1
ERC	4-9: 1			
HPGR		10-50:1		
Tamaño del producto, mm	100 -300	30 - 60	10 -25	3 -10

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

### Ejemplo 3.6.1

En una planta se requiere triturar una roca con un tamaño de alimentación de 600 mm hasta un producto final de 25 mm, esto representa una reducción de 24:1. Seleccione los equipos de trituración para llevar a cabo esta tarea utilizando la Tabla 3.6-2.

#### Solución.

1. Utilizando la Tabla 3.6-2 se puede estimar el número de etapas para cumplir con el tamaño y evaluar el alcance del diseño. Por ejemplo, si se utiliza una trituradora giratoria en la etapa primaria en combinación con una trituradora de cono secundaria, considerando que la roca tiene una dureza media se pueden tener las siguientes relaciones de trituración para cada etapa.

Etapla primaria 5:1.

Etapla secundaria 5:1.

La reducción general estaría dada por:

Etapla primaria el tamaño del producto es  $600 \text{ mm} / 5 = 120 \text{ mm}$ .

Etapla secundaria el tamaño del producto es  $120 \text{ mm} / 5 = 24 \text{ mm}$ .

La relación de trituración final es  $600 \text{ mm} / 24 \text{ mm} = 25$  de tal forma que se cumple con el tamaño del producto deseado. Ahora queda buscar los equipos que cumplan con estos requisitos, configurar cada trituradora con sus equipos auxiliares, buscar la convergencia del circuito, estimación del consumo de energía total y evaluación de la rentabilidad de la planta.

2. Si la roca fuera más dura se usarían las relaciones de trituración mínimas de la Tabla 3.6-2, bajo estas condiciones solo se obtendría una relación de trituración final de  $(3 \times 3):1$  es decir 9:1 de tal manera que se requiere una etapa terciaria de trituración que cumpla con una relación de 3:1 como mínimo o llegar hasta una cuarta etapa.

Este ejemplo ilustra la aplicación de la Tabla 3.6-2 donde al momento de seleccionar un equipo de trituración se deben de considerar las características de la alimentación las cuales afectan el rendimiento de los equipos. En el Ejemplo 3.10 se observa el impacto que tiene la dureza del material provocando la disminución de la relación de trituración del equipo y obliga a utilizar otras etapas.

Las trituradoras son sensibles a las condiciones de la alimentación, estas juegan un papel importante en el rendimiento de la trituradora. Los principales factores relacionados con la alimentación son:

- Distribución granulométrica.
- Velocidad de alimentación.
- Distribución de la alimentación alrededor de la cámara de trituración.
- Clasificación de la alimentación dentro de la cámara.
- Presencia de arcillas y porcentaje de humedad.

El impacto de estos factores varía según el tipo de trituradoras. Debido a que solo algunas variables de las trituradoras pueden ser ajustadas rápidamente, el control de los equipos se centra en mantener a la trituradoras funcionando a la máxima potencia para ofrecer una reducción de tamaño deseada o mantener a la trituradora con una descarga constante para cumplir con un tamaño específico.

Por lo regular los fabricantes proporcionan diversos sistemas de control computarizado que permite ajustar y tener información en tiempo real del consumo de energía, ajuste en el CSS, flujo de aceite, presiones, desgaste de los revestimientos y condiciones en las que se encuentran sus componentes. Regularmente esta herramienta está conectada a sistemas que permiten conocer el nivel de la tolva, nivel en la cámara de trituración y velocidad de los alimentadores. Por el conjunto limitado de las variables de operación que pueden ser controladas se ve limitado el control de equipos de trituración ante posibles cambios que pueden existir en la alimentación. Los sistemas de control que ofrecen la mayoría de los proveedores tienen diferentes niveles de sofisticación, por lo tanto, se ha convertido en factor a considerar al momento de seleccionar una trituradora.

### 3.6.1 SELECCIÓN DE TRITURADORAS PRIMARIAS

La selección de las trituradoras primarias es clave para la correcta operación de la planta de beneficio y asegurar una operación continua de mina. En las plantas de trituración se puede emplear cualquier trituradora de la familia de trituradoras primarias es importante considerar los siguientes aspectos durante la elección:

1. Características del mineral determinara el tipo de trituradora.
2. Capacidad de la planta determinara el tamaño de la trituradora.

Estas trituradoras reciben el material que se alimenta directo de mina con un tamaño hasta de 1,500 mm y en su descarga se obtienen diversos tamaños menores a 300 mm. Las trituradoras primarias pueden operar a capacidades de 150 a 12,000 tph dependiendo de las características de la forma de alimentación, ajustes de la operación y tamaño de la trituradora.

Dentro de la familia de trituradoras primarias podemos encontrar:

- Trituradoras de quijada de articulación simple
- Trituradoras de quijada de doble articulación
- Trituradoras giratorias de flecha suspendida
- Trituradoras giratorias de flecha fija
- Trituradoras giratorias de flecha soportada
- Trituradoras de impacto
- Trituradoras de rodillos

Ronald (2002) señala que al seleccionar el tipo de trituradora se deben de contestar las siguientes preguntas:

- ¿Se producirá el producto y capacidad deseada?
- ¿Aceptará el tamaño máximo de alimentación que envíe la mina?
- ¿La capacidad que se tiene al manejar cargas máximas cumple con la esperada?
- ¿El equipo tiene la posibilidad de sufrir una obstrucción con las variables de operación presentes?
- ¿Es la trituradora adecuada para el tipo de diseño de la planta de trituración?
- ¿Es la trituradora adecuada para llevar a cabo una trituración en interior mina?
- ¿Permite la trituradora el paso de pedacería de metal sin dañar sus elementos?
- ¿La demanda de energía de la trituradora por tonelada tratada, resulta económicamente viable?
- ¿Resulta rentable la operación considerando el mantenimiento de la trituradora?
- ¿Cuál es el tiempo efectivo de operación de los elementos de desgaste, antes de hacer un cambio?
- ¿La trituradora funciona de manera óptima con un mantenimiento mínimo?
- ¿La trituradora ofrece una vida útil confiable y prolongada?
- ¿Los costos de las refacciones son aceptables?
- ¿Las refacciones de la trituradora son de fácil adquisición?
- ¿Cómo se compara el costo inicial de la máquina con sus costos operativos a largo plazo?

Otras características que se emplean para seleccionar una trituradora primaria son: el tipo de material a triturar, tipo de alimentación, tamaño del producto requerido, índice de abrasión y resistencia a la fragmentación del material.

**Tipo de material.** Las características del material ayudan a definir el tipo de trituradora; dentro de las características del material a evaluar encontramos la geología del mineral, propiedades físicas, composición química y su resistencia a la compresión lo cual ayuda a determinar si se trata de un material suave, duro o muy duro. En la mayoría de los casos esta información se obtiene de pruebas de laboratorio. La familia de trituradoras primarias se puede dividir en dos clases por el tipo de material que es adecuado manejar.

- Trituradoras giratorias y trituradoras de doble articulación. El material adecuado para estas trituradoras son abrasivos, competentes y no arcillosos. Los tipos de material con resistencia a la compresión de hasta 350 MPa son admisibles para estos equipos. Algunos ejemplos son la taconita, pedernal, granito, caliza, minerales de cobre y oro.
- Trituradoras de articulación simple. Los materiales adecuados para la operación de estos equipos son materiales semi-competentes, no abrasivos y arcillosos. Los tipos de materiales con una resistencia a la compresión hasta 200 MPa son admisibles para estos equipos, algunos ejemplos son la piedra caliza, bauxita, kimberlita, yeso, roca fosfórica y minerales con una competencia media.

La geología del depósito a menudo tiene una relación importante con la selección del tamaño y tipo de trituradora. Por ejemplo, si el depósito es estratificado como en el caso de una cantera de caliza, es lógico suponer que la roca por sus discontinuidades se considere para alimentar a una trituradora giratoria, solo si la operación es de gran magnitud para justiciar la instalación de un equipo de gran tamaño. Como se puede ver en este caso el método de explotación tiene una relación con el tamaño del equipo.

Si los análisis químicos revelan la presencia de cantidades altas de cuarzo u otro abrasivo entonces se considera que será un material duro que se podría restringir la elección de una trituradora de impacto.

**Capacidad del equipo.** La importancia de este factor es clara, pero en ocasiones no recibe la atención necesaria. Pero raramente una trituradora primaria se puede elegir tomando como base la capacidad; nunca se debe de seleccionar con el fin de satisfacer la capacidad promedio. En realidad, la capacidad de la trituradora primaria debe de exceder la capacidad promedio a que no siempre se cumple que la alimentación sea uniforme para mantener un pleno rendimiento de la trituradora.

Hablando de la operación en mina, la trituradora primaria depende de la capacidad que se pueda alimentar al circuito de trituración. Por esta razón cualquier retraso en el cargado o acarreo afecta en el rendimiento de la trituradora primaria, en una planta de trituración todo el circuito se para hasta que la alimentación se regularice o hasta que se resuelva el problema. En general las plantas de beneficio en su conjunto tienen mineral almacenado con el objetivo de mantener su producción nominal y compensar dichas interrupciones.

En los catálogos de fabricantes las informaciones de las capacidades de trituradoras se basan en una alimentación continua, utilizando por lo general caliza a un tamaño uniforme. Por lo tanto, una trituradora cuya elección sea solo la capacidad promedio no podrá mantener su rendimiento porque no iguala las condiciones bajo las cuales se calculó la capacidad del equipo por parte del fabricante.

**Tamaño del producto.** Por lo general en la operación se desea obtener la mayor reducción de una manera económica durante la etapa de trituración primaria. En el caso de la trituradora giratoria y de una trituradora de quijada el tamaño del producto se basa en el ajuste mínimo permisible en la zona de descarga establecido por el fabricante.

Al elegir un circuito de trituración, debe tenerse en cuenta que es difícil mantener esta configuración durante un largo tiempo por los cambios en las características del material, alimentación y el desgaste de los elementos de revestimiento. Las trituradoras de quijada son más fáciles de ajustar que las trituradoras giratorias, cada ajuste en las variables de operación depende del tamaño y tipo de trituradora además de las características del material. Es importante garantizar que el tamaño del producto cumpla con los requisitos del siguiente proceso aguas abajo.

**Tipo de alimentación.** Este factor se aplica en función de la forma en que se alimentará el material a la trituradora, se puede realizar desde un camión o en algunos casos con un equipo de cargado dando un flujo del material intermitente y en otra instancia se puede realizar mediante una banda transportadora donde el flujo de la alimentación es continua. Independiente del tipo de alimentación es importante conocer que el tonelaje alimentado por el camión o banda transportadora. Es importante tener conocimiento de la alimentación máxima en términos nominales para seleccionar la abertura de alimentación correspondiente a la trituradora elegida pensando en que el 100 % de la alimentación sea triturada.

**Abrasividad de abrasión.** El índice de abrasión es utilizado como una guía para seleccionar una trituradora. Es importante reconocer la acción abrasiva de las rocas o minerales es diferente en cada localidad.

Ronald (2002) menciona que una vez que se conoce el índice de abrasión del material se puede utilizar como una guía para la selección de la trituradora basándose en ciertos rangos de este índice, ver Tabla 3.6-3.

**Fuerza de aplastamiento.** Es una medida de la dureza del material a triturar por medio de este valor se puede calcular el índice de trabajo para determinar la potencia requerida para su trituración. Usando la resistencia a la compresión del material como un criterio de selección la resistencia se puede utilizar la Tabla 3.6-4



**Tabla 3.6-3**  
Selección de una trituradora basada en el índice de abrasión.

Índice de Abrasión	Trituradora
Extremadamente abrasivo	Giratoria
	Quijada de doble articulación
Muy abrasivo	Giratoria
	Quijada de doble articulación
	Quijada de articulación simple
Ligeramente abrasivo	Giratoria
	Quijada de doble articulación
	Quijada de articulación simple
	Trituradora de rodillos de baja velocidad
	Trituradora de rodillos de alta velocidad
No abrasivo	Giratoria
	Quijada de doble articulación
	Quijada de articulación simple
	Trituradora de rodillos de alta velocidad
	Trituradora de impacto
	Molino de martillos
	Trituradora de doble rodillo

Tomado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

**Tabla 3.6-4**  
Selección de una trituradora basada en la fuerza de aplastamiento.

Fuerza de aplastamiento	Trituradora
Mayor a 250 MPa	Giratoria
	Quijada de doble articulación
230 - 250 MPa	Giratoria
	Quijada de doble articulación
190 - 230 MPa	Giratoria
	Quijada de doble articulación
	Quijada de articulación simple
	Trituradora de rodillos de baja velocidad
150 - 190 MPa	Giratoria
	Quijada de doble articulación
	Quijada de articulación simple
	Trituradora de rodillos de baja velocidad
	Trituradora de rodillos de alta velocidad
70 - 150 MPa	Giratoria
	Quijada de doble articulación
	Quijada de articulación simple
	Trituradora de rodillos de alta velocidad
	Trituradora de impacto
	Molino de martillos
	Trituradora de doble rodillo

Tomado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

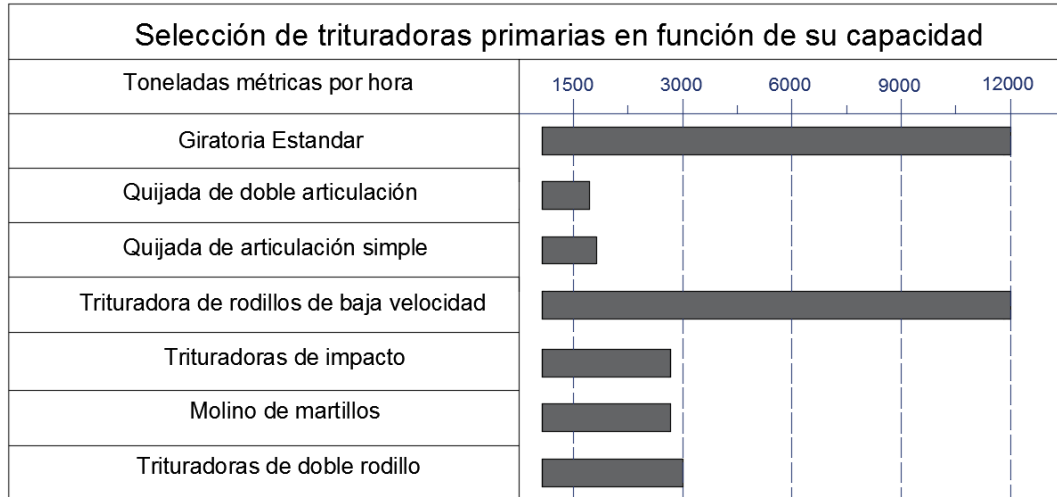
Además de estas características es importante tomar en cuenta el contenido de humedad, tamaño máximo de alimentación, densidad del material o gravedad específica y friabilidad del material.

Una vez que se tiene toda esta información se puede consultar la literatura de los fabricantes para seleccionar y dimensionar la trituradora requerida para la operación. El fabricante establece las condiciones en las cuales se calculó la capacidad del equipo; es importante considerar que un aumento en el contenido de la humedad y abrasión del material reducen la capacidad de la trituradora.

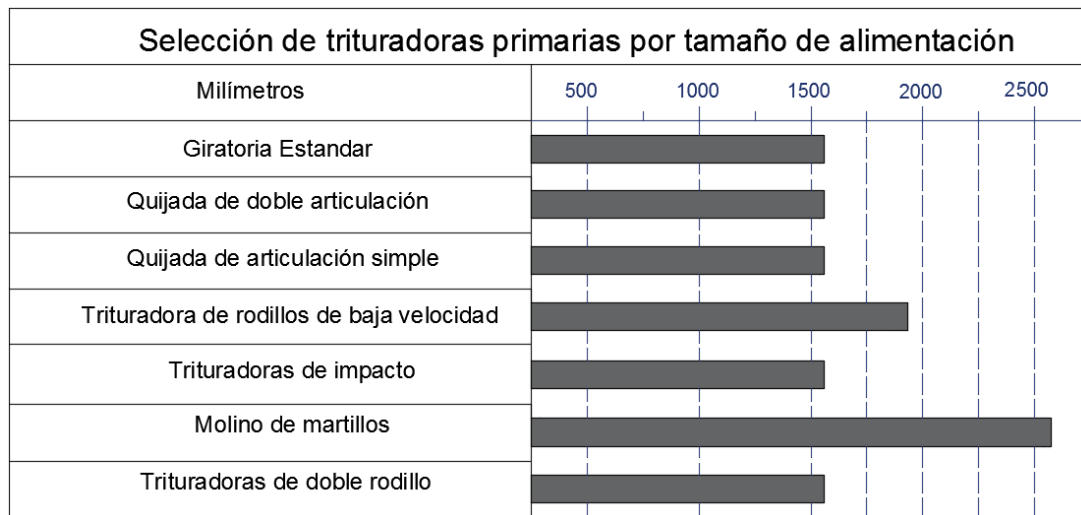
Para seleccionar una trituradora primaria se debe de prestar atención a estos aspectos:

- La trituradora debe ser capaz de reducir de tamaño el mayor porcentaje de mineral alimentado.
- Para asegurar que se cumpla con la capacidad deseada, todo el material que se alimenta debe ser de menor tamaño que la abertura de alimentación.
- Si el producto de la trituradora primaria se transportará por medio de una banda transportadora el producto deber ser de un tercio del ancho de la banda transportadora.
- Garantizar que el material a triturar cumpla con la demanda del circuito.
- En el caso de operaciones a cielo abierto, una de las funciones principales de la trituradora es proporcionar un tamaño del producto uniforme de un menor tamaño para facilitar su transporte.
- Es importante identificar que la potencia requerida depende del tamaño del producto, capacidad y competencia mecánica del mineral.
- La mano de obra en la trituradora primaria debe ser baja, evitando que se alimenten fragmentos de gran tamaño que obstruyan el equipo.
- Las piezas de desgaste de una trituradora deben durar tanto como sea posible, para garantizar que sean operacionalmente económicas.

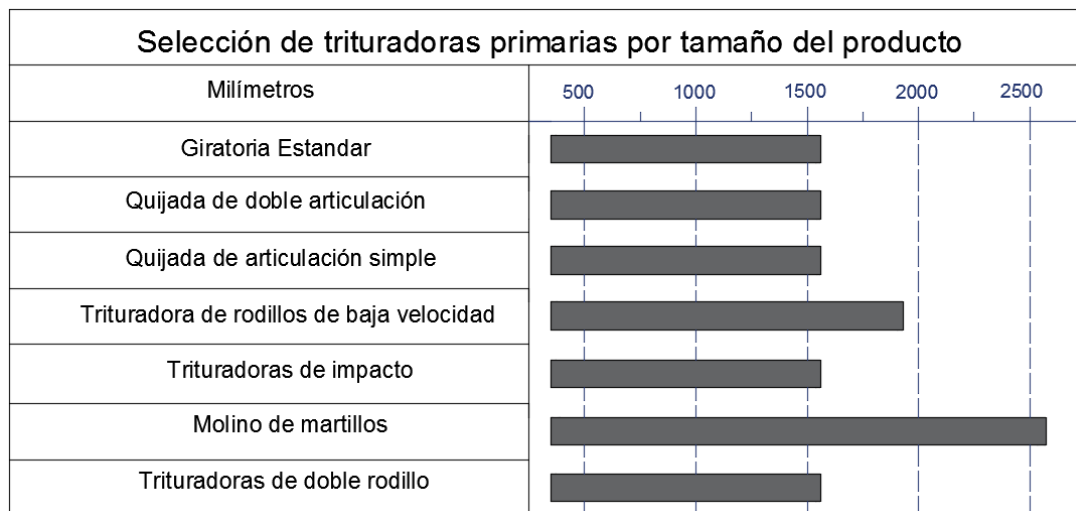
Ronald (2002) proponen los siguientes gráficos para la selección de una trituradora primaria donde se contempla la capacidad de la trituradora, tamaño de la alimentación y producto, resistencia a la compresión del material y índice de abrasión.



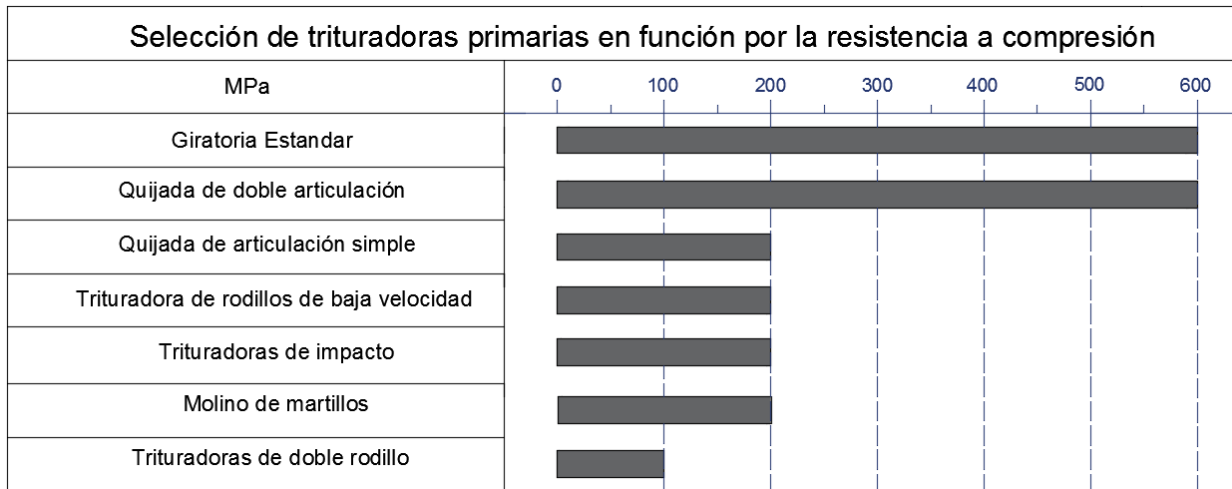
**Figura 3.6-1** Selección de una trituradora en función de su capacidad. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).



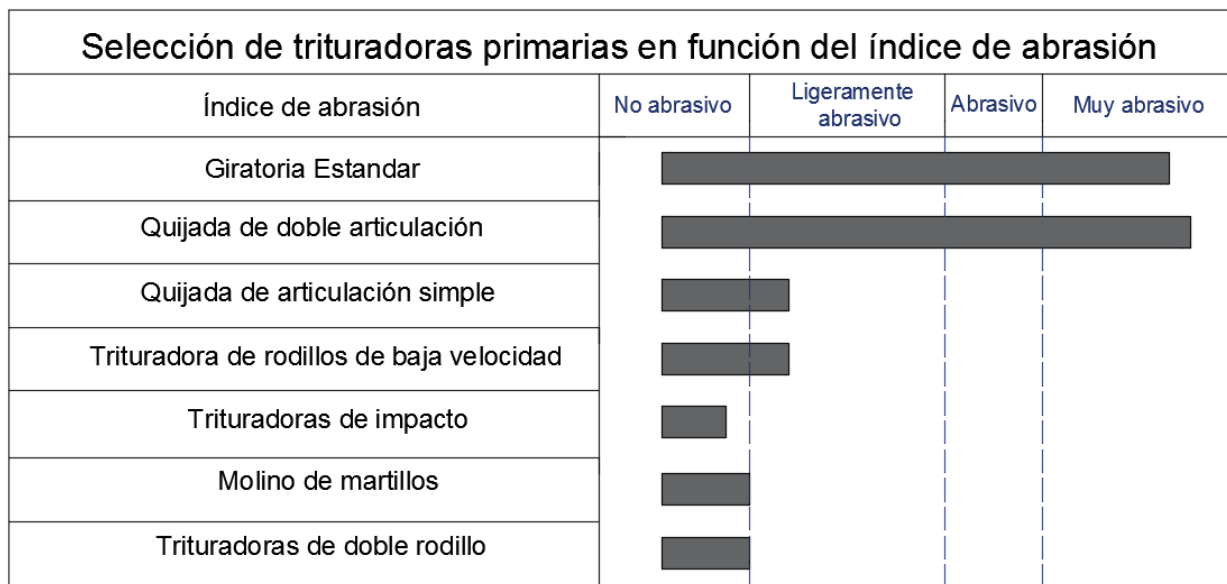
**Figura 3.6-2** Selección de una trituradora de acuerdo al tamaño de alimentación. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).



**Figura 3.6-3** Selección de una trituradora de acuerdo al tamaño del producto. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).



**Figura 3.6-4** Selección de una trituradora en función de la resistencia a la resistencia a compresión. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).



**Figura 3.6-5** Selección de una trituradora en función del índice de abrasión. Adaptado de Mular, Halbe y Barratt (2002).

### 3.6.2 SELECCIÓN DE TRITURADORAS DE CONO

En la actualidad la adaptación del sistema de ajuste hidráulico significó un avance para la eficiencia de las trituradoras de cono, esto permitió que las nuevas generaciones de trituradoras trabajaran con mayor facilidad teniendo una producción uniforme a lo largo de la vida de los revestimientos, un mantenimiento práctico y una alta disponibilidad.

El desarrollo tecnológico ha permitido una evolución en las trituradoras para incluir controles computarizados que permiten tener información en tiempo real del consumo de energía, nivel de la cámara de trituración, fuerza de trituración, flujos de aceite, temperatura, presiones, desgaste de los revestimientos y condiciones en las que se encuentra los filtros. Además del monitoreo de toda esta información los controles permiten variar la velocidad de alimentación y la configuración de la cámara de trituración.

La aplicación de estas herramientas es común en los equipos de trituración abriéndose a la oportunidad de tener plantas inteligentes las cuales son automatizadas para un mejor rendimiento. Este factor es un criterio a considerar en la selección del equipo, sin embargo, es importante comprender los criterios de selección de las trituradoras de cono.

Beerkircher et al. (2002) existen pocas publicaciones que permitan al ingeniero aplicar procedimientos para seleccionar con precisión trituradoras de cono. En su mayoría los fabricantes utilizan tablas de capacidad y curvas de producto para predecir o estimar el rendimiento de trituración. Aunque esta información sirve como una guía para la selección de la trituradora, deben usarse con precaución, debido a las diversas variables que se involucran en el proceso de trituración.

El rendimiento de la trituradora de cono depende de un balance de las variables operativas y el material a triturar. Es por eso que cada fabricante tiene diversos diseños que equilibran las variables para un trabajo eficiente de los equipos. Las variables operativas se pueden clasificar en dos categorías:

-Variables de trituración.

-Variables externas.

Las variables de trituración incluyen la configuración de la cámara de trituración, velocidad, ancho de la excéntrica y potencia. Las variables externas incluyen las características físicas del material, patrón de alimentación, disposición del equipo en el circuito de trituración, rendimiento de la etapa de trituración aguas arriba, potencia disponible y la eficiencia de los equipos de clasificación.

Las primeras consideraciones para seleccionar una trituradora de cono es determinar el tamaño de alimentación y capacidad que se requiere para la operación. La determinación del tamaño de alimentación es muy importante para la selección del tipo de cámara de trituración. Si la cámara seleccionada tiene una abertura de alimentación demasiado pequeña, la eficiencia del equipo se verá restringida.

Si la cámara seleccionada tiene una abertura de alimentación demasiado grande el material será triturado solo en la parte inferior de la cámara demandando una potencia y presiones excesivas en la parte inferior de la cámara de trituración causando un mayor desgaste solo en esta zona, además de tener bajo estas condiciones una capacidad reducida por debajo de la nominal, una cámara de trituración adecuada garantiza una correcta trituración y capacidad.

La capacidad nominal se define como la masa o volumen de material que debe ser triturado en determinado tiempo de un circuito abierto o cerrado. En términos generales en los capítulos anteriores se estableció que las trituradoras de cono secundarias se utilizan para circuitos abiertos y las trituradoras terciarias operan en circuito cerrado. Al seleccionar una trituradora de cono se debe de asegurar que el equipo cumpla con las toneladas netas del producto que demanda el circuito.

Beerkircher et al. (2002) establecieron un criterio para la selección de trituradoras de cono para una aplicación en específica. Dicho criterio parte de la recopilación de la siguiente información:

- Capacidad esperada del circuito.
- Tamaño de alimentación.
- Tamaño del producto deseado.
- Características del material a triturar (gravedad específica, índice de trabajo, resistencia a la compresión, índice de abrasión y contenido de humedad).
- Datos reales de otras operaciones.

Cuando se realiza la recopilación de la información antes mencionada y se desea seleccionar una trituradora de cono se deben de entender los tres límites de diseño de una trituradora de cono. Los límites de diseño volumen, potencia y esfuerzo.

**Límite de volumen.** Es la velocidad máxima de alimentación de la trituradora sin saturar la tolva de alimentación. Esta característica está en función de la capacidad de la trituradora de cono, configuración de la descarga cuando el conjunto está cerrado, ángulo del manto y la densidad del material. Por lo general las tablas de capacidad que presentan los fabricantes refleja la capacidad de la trituradora para un circuito en específico. La mayoría de los fabricantes indican un rango de capacidades en una configuración del conjunto cerrado.

En algunas ocasiones los fabricantes indican con precisión las condiciones bajo las cuales se estimaron las capacidades que presentan en sus catálogos, por lo tanto, es importante considerar esta capacidad como un valor promedio.

**Límite de potencia.** Este se alcanza cuando el consumo de energía promedio (kW) de la trituradora excede la potencia instalada del motor. Cambios en el índice de trabajo, resistencia a la compresión o una alta relación de trituración tiende a exceder el límite de potencia. Por lo contrario, cuando no se tiene la suficiente potencia para triturar el material o una correcta velocidad de alimentación la trituradora no tendrá la capacidad de alcanzar su límite de potencia instalada. Un error común en la aplicación de las trituradoras de cono es que estos equipos son capaces de operar a diferentes capacidades como se indica en los catálogos. Pocos son los diseñadores de plantas que piden al fabricante un análisis sobre el consumo de energía esperado a capacidades y relaciones de trituración específicas. En la mayoría de los casos es preferible realizar una prueba para obtener información sobre el consumo de energía (kW.h/t).

**Límite de esfuerzo.** Este se alcanza cuando las fuerzas combinadas que se ejercen para la trituración exceden las fuerzas que puede soportar el equipo para mantener la configuración de la cámara de trituración. Hace algunos años se hablaría que este límite es la fuerza del resorte que sujeta el anillo al eje principal, hoy se puede decir que son los cilindros hidráulicos que aplican la fuerza para sujeta el anillo de ajuste al eje principal. En caso de superar este límite el eje principal saldría de su posición.

Este límite puede verse superado cuando materiales no triturables (acero, caucho, madera, plásticos) entran a la cámara de trituración y la abertura de descarga es demasiado pequeña, el material supera el contenido de humedad comportándose como un material plástico, la potencia para triturar el material es alto o la configuración de la cámara de trituración es incorrecta para la relación de trituración deseada. En cualquiera de los casos superara el límite de esfuerzo provocando un daño a la estructura de la trituradora y un fallo en sus componentes.

El límite de esfuerzo para un tipo específico de trituradora de cono se puede relacionar fácilmente con el peso total del equipo. Cuanto mayor sea el límite de esfuerzo, mayores serán las cargas que se apliquen a los componentes estructurales de la trituradora por lo tanto la trituradora será más robusta. Esto quiere decir que una trituradora de cono con un límite de esfuerzo bajo no tendrá la flexibilidad para lograr relaciones de trituración altas o una productividad alta. Para proteger a las trituradoras de cono se pueden instalar sensores de vibraciones en el anillo de ajuste para detectar cuando la trituradora sea sometida a grandes esfuerzos, mandando una señal al operador cuando esté a punto de exceder el límite.

Otro punto a considerar en la selección de la trituradora es el tamaño del equipo. Para una estimación preliminar del tamaño de la trituradora de cono, los fabricantes publican en sus catálogos datos de las capacidades para cada uno de sus modelos. La mayoría de los fabricantes publican los rangos de capacidades para cada modelo de trituradora, en la Tabla 3.6-5 se muestra el tamaño y rangos de capacidad de las trituradoras Serie GP del fabricante Metso Minerals.

**Tabla 3.6-5**

Capacidades y características de las trituradoras de cono estándar.

TRITURADORA DE CONO SECUNDARIA (GP)									
MODELOS	GP100S	GP200S	GP300S	GP500S					
Tamaño del motor	75 - 90 kW (100-125 HP)	110 - 160 kW (150-250 HP)	132 - 250 kW (200-350 HP)	200 - 315 kW (250-400 HP)					
Carrera	16,20,25 mm (5/8 , 3/4, 1")	18,25,28,32,36 mm (3/4 , 1,1 1/8,1 1/4,1 1/2")	18,25,28,32,36 mm (3/4 , 1,1 1/8,1 1/4,1 1/2")	18,25,28,32,36,40 mm (3/4 , 1,1 1/8,1 1/4,1 1/2,1 5/8")					
Peso total (aproximado)	7350 kg (16200 lbs)	10900 kg (24000 lbs)	16000kg (35300 lbs)	33000 kg (72500 lbs)					
Cámara de trituración	Abertura de alimentación nominal								
M	200mm (8")								
C	250mm (10")	250mm (10")	280mm (11")	380 mm (15")					
EC		330 mm (13")	380mm (15")	500mm (20")					
<b>GP100S</b>	<b>Capacidad toneladas métricas/hora</b>								
	Ajuste (C.S.S.)	20 mm	25 mm	30 mm	35 mm	40 mm	45 mm		
Carrera	16 mm	80 - 90	105 - 115	120 - 130	135 - 145	145 - 165	155 - 175		
Carrera	20 mm		120 - 130	145 - 155	160 - 180	170 - 200	185 - 215		
Carrera	25 mm			185 - 195	200 - 220	210 -230			
<b>GP200S</b>	<b>Capacidad toneladas métricas/hora</b>								
	Ajuste (C.S.S.)	20 mm	25 mm	30 mm	35 mm	40 mm	45 mm	50 mm	
Carrera	18mm		110 - 140	140 - 170	160 - 190	180 - 210	200 - 230	230 - 260	
Carrera	25 mm			170 - 220	190 - 240	210 - 260	230 - 280		
Carrera	32 mm				230 - 280	270 - 320	280 - 350		
<b>GP300S</b>	<b>Capacidad toneladas métricas/hora</b>								
	Ajuste (C.S.S.)	20 mm	25 mm	30 mm	35 mm	40 mm	45 mm	50 mm	
Carrera	18 mm		170 - 190	170 - 210	190 - 230	210 - 255	235 - 275	255 - 295	
Carrera	25 mm				255 - 315	290 - 345	320 - 350		
Carrera	32 mm				360 - 400	380 - 420	400 - 440		
<b>GP500S</b>	<b>Capacidad toneladas métricas/hora</b>								
	Ajuste (C.S.S.)	45 mm	50 mm	55 mm	60 mm	65 mm	70 mm	75 mm	80 mm
Carrera	18 mm	300 - 350	325 - 375	375 - 425	400 - 450	425 - 475	450 - 500	500 - 550	550 - 600
Carrera	25 mm		500 - 550	550 - 600	600 - 650	650 - 700	700 -750	750 - 800	
Carrera	32 mm		650 - 700	700 - 750	750 - 800	825 - 875	900 - 950	950 - 1000	

Adaptado de Metso Minerals (2011).

No existe un estándar para establecer los datos de rendimiento entre los fabricantes. Por lo tanto, el diseñador y el proveedor deben revisar de manera detallada la aplicación que se le dará al equipo para ajustar la capacidad del equipo a la relación de trituración deseada.



Las trituradoras de cono de cabeza estándar son fabricadas por diversos proveedores es bueno aclarar que todas presentan límites de volumen, potencias y esfuerzo. Retomando el ejemplo de las Trituradoras GP de Nordberg en la Tabla 3.6-5 se observan los datos con los que se cuenta consultando su catálogo de algún fabricante como lo son: tamaño del motor, tamaño de alimentación, tipo de cámara de trituración, dimensiones de equipo, peso total del equipo, tamaño del producto esperado y ajustes CSS que maneja cada modelo; con toda esta información se puede iniciar el proceso de selección de una trituradora de cono para una aplicación específica.

En las trituradoras de cono estándar se utiliza una criba de alimentación cuando en el análisis granulométrico del producto de la trituración primaria se detecta que de un 10 % - 15 % del producto cumple con el tamaño de la descarga. Las trituradoras de cono secundarias trabajan en circuito abierto donde el producto se dirige a procesos de clasificación antes de ingresar a una trituradora terciaria.

Para la selección de estas trituradoras es importante hacer varias consideraciones para una selección adecuada.

1. Se debe de asegurar que el material de alimentación a triturar no exceda el tamaño máximo aceptable.
2. Se debe determinar el tamaño adecuado de la trituradora de cono que cumpla con los requisitos de capacidad en determinada configuración del conjunto cerrado en la descarga basado en la relación de trituración de las pruebas pilotos.

### **Ejemplo 3.6.2**

Se necesita seleccionar una trituradora de cono que cumpla con las siguientes características:

- La granulometría de la alimentación indica que el tamaño máximo del material es 200 mm.
- La capacidad que solicita el circuito de trituración es de 400 toneladas métricas por hora.

Con referencia a la Tabla 3.6-5, una trituradoras GP200S es adecuada para aceptar un material con un tamaño máximo de alimentación de 200 mm. Una vez que se tiene identificado el tamaño de la trituradora (GP200S) se verifica si el modelo cumple con los requisitos de la capacidad para ser utilizada en la operación. Se puede observar en la Tabla 3.6-5 que la trituradora GP200S con una carrera de 32 mm y un ajuste (CSS) de 40 mm, no alcanza para una capacidad de 400 toneladas por hora.

Por lo tanto, el tamaño adecuado de la trituradora de cono según la Tabla 3.6-5 es una GP300S que cumple con los requisitos para aceptar un tamaño máximo de 200 mm (con una cámara de trituración tipo "C") y con una carrera de 32 mm y un ajuste (CSS) de 45 mm logra una capacidad mínima de 400 toneladas por hora. Por simplicidad de este ejemplo descrito no se tomaron en cuenta los límites de diseño y el criterio de Beerkircher et al. (2002) citado anteriormente.

Comúnmente al seleccionar la trituradora se pasa por alto la configuración del tipo de cámara de trituración, la cual debe de adaptarse a la granulometría de la alimentación para que se logre el máximo rendimiento de trituración y garantice el tamaño del producto.

En un circuito cerrado la producción máxima se obtiene cuando la trituradora de cono funciona con una potencia cercana a la teórica y opera de manera continua. Un buen control en la alimentación evita la saturación de finos maximizando la velocidad de la alimentación,

consumo de energía y la producción, con esto se garantiza que las partículas tengan una correcta interacción en la cámara de trituración y se reduzca la carga circulante.

Cuando se requiere diseñar un circuito de trituración para un proyecto, se debe de seleccionar el equipo de trituración adecuado que maximice el rendimiento de la trituración. Algunos ejemplos son mencionados por Beerkircher et al. (2002) varios de ellos surgieron de la necesidad de actualizar sus plantas de trituración obteniendo una alta relación de trituración y una mayor homogeneidad del producto final en la segunda etapa de trituración. En estos ejemplos se hace referencia a las trituradoras de cono estándar del fabricante Nordberg los cuales se muestran en la Tabla 3.6-6.

**Tabla 3.6-6**  
Tamaños y capacidades de las trituradoras de cono estándar Nordberg.

<b>TAMAÑOS Y RANGO DE CAPACIDADES DE LAS TRITURADORAS NORDBERG</b>					
Modelo	Diámetro del manto	Potencia nominal (kW)	Tamaño máximo de alimentación (mm)	Capacidad con un ajuste de C.S.S. igual a 12mm	Capacidad con un ajuste de C.S.S. igual a 32mm
HP100	700	75	141	60 - 80	100 - 140
HP200	900	150	183	120 - 150	190 - 235
HP300	1100	225	210	115 - 140	250 - 230
HP400	1300	300	301	140 - 175	325 - 430
HP500	1500	375	350	175 - 220	405 - 535
HP800	1800	600	353	260 - 335	545 - 800
MP800	2100	600	378	495 - 585	932 - 1145
MP1000	2400	750	378	615 - 730	1160 - 1500
<b>Capacidades expresadas en toneladas métricas por hora</b>					

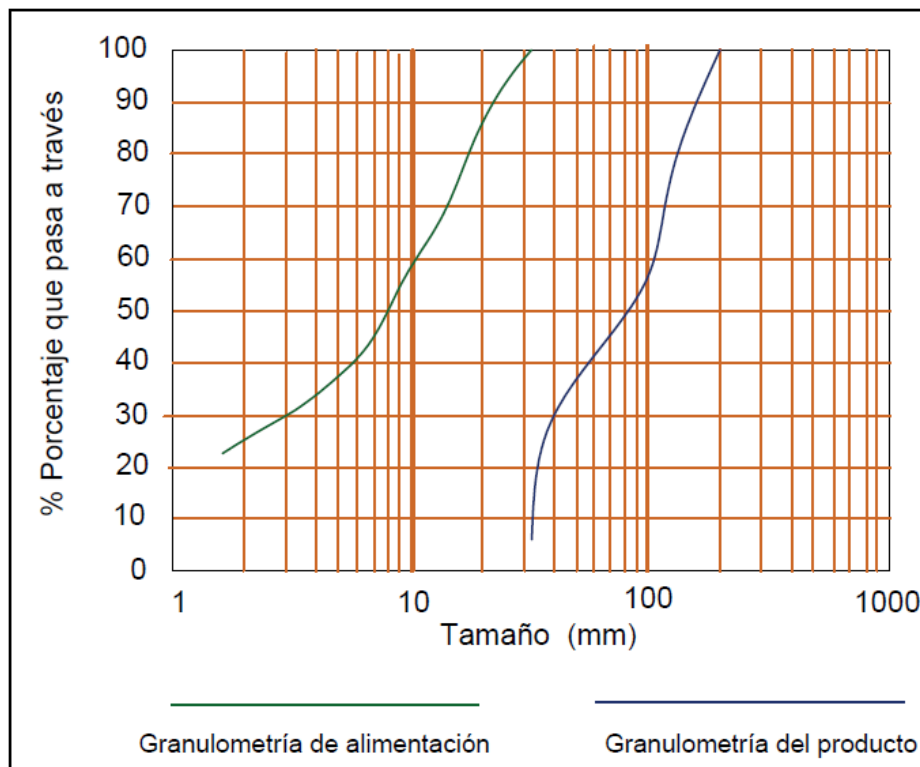
Adaptado de Mular, Halde y Barratt (2002).

Una mina de cobre en el occidente de Estados Unidos instaló tres trituradoras de cono MP800 para reemplazar tres trituradoras de cono Symons de 7 ft de diámetro. Esta planta cuenta con un circuito de dos etapas de trituración las cuales alimentan a un molino de barras con el producto de la trituradora de cono secundaria. En la Tabla 3.6-7 se observan los datos de la operación una vez que se realizó el cambio de los equipos, además de las características del mineral de cobre y las curvas granulométricas de la alimentación y producto en la Figura 3.125.

**Tabla 3.6-7**  
Características del mineral y datos de operación de las trituradoras MP 800.

<b>CARACTERÍSTICAS DE LA ROCA</b>		<b>DATOS DE LA OPERACIÓN</b>	
Índice de trabajo promedio	16.5 kW.h/t	Producción	635 t/h
Índice de trabajo máximo	19.1 kW.h/t	C.S.S.	19 mm
Gravedad específica	2.5	F80	140 mm
Densidad aparente	1.44 t/m <sup>3</sup>	P80	18 mm
Índice de abrasión	0.378 g	RT80	7.8
Desgaste de los revestimientos	14 g/t	% Pasa a través de la criba	83.00%
		Consumo de energía (kW.h/t)	0.94
		Disponibilidad del equipo	90 - 95%

Adaptado de Mular, Halde y Barratt (2002).



**Figura 3.6-6** Curvas granulométricas de la alimentación y del producto con el modelo MP800. Adaptado de Mular, Halde y Barratt (2002).

Al igual que las trituradoras secundarias, el rendimiento de la trituradora terciaria se puede maximizar con un correcto diseño del circuito en los proyectos. Para proponer un cambio en un circuito es necesario entender y observar el circuito de trituración para proponer mejoras a la planta. El siguiente ejemplo muestra la actualización de las plantas de trituración para tener una mayor capacidad implementando una nueva trituradora.

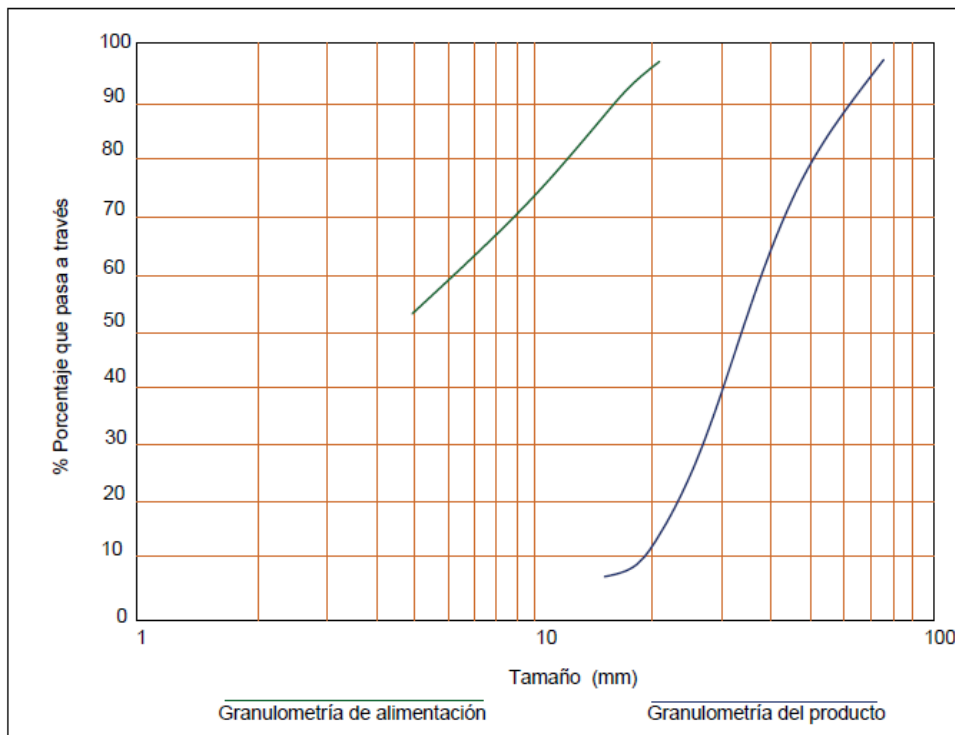
En una mina de Polonia se realizó una mejora en el circuito de trituración reemplazando un molino de martillos por una trituradora de cono de cabeza corta HP700, el cual se usaba para preparar el mineral de cobre para el molino de barras. La trituradora de cono HP700 permitió que el circuito del molino lograra un aumento del 20 % en la reducción del mineral consiguiendo que el 80 % de producto cambiara de 30 mm a 14 mm. En Tabla 3.6-8 se pueden consultar los datos de la operación, las características del mineral. En la Figura 3.6-7 se presentan las curvas granulométricas de la alimentación y del producto.

**Tabla 3.6-8**

Características del mineral y datos de operación de las trituradoras MP700.

DATOS DE LA OPERACIÓN	
Producción	360 t/h
C.S.S.	11 mm
F80	51 mm
P80	13 mm
RT80	4.25
% Pasa a través de la criba	76.30%
Consumo de energía (kW.h/t)	Sin dato
Disponibilidad del equipo	> 95%
CARACTERÍSTICAS DE LA ROCA	
Índice de trabajo promedio	13.2 kW.h/t
Índice de trabajo máximo	14.9 kW.h/t
Gravedad específica	2.63
Densidad aparente	1.55 - 1.58 t/m <sup>3</sup>
Índice de abrasión	0.022 - 0.107 g
Desgaste de los revestimientos	3.2 g/t

Adaptado de Mular, Halde y Barratt (2002).

**Figura 3.6-7** Curvas granulométricas de la alimentación y del producto con el modelo MP700. Adaptado de Mular, Halde y Barratt (2002).

### 3.6.3 CASO DE ESTUDIO: MINA DE SAN MARTÍN, MÉXICO (1987)

El yacimiento mineral de San Martín son de tipo epigenético, las estructuras mineralizadas son de forma regular con una gran potencia. En las vetas se encuentran minerales de interés económico como la esfalerita, bornita, calcopirita, galena, argentita, plata nativa, tetrahedrita, estibinita, molibdenita, sheelita y valores de oro. También se encuentran minerales ganga como la actinolita, tremolita, calcita, fluorita y cuarzo.

Moreno (1987) menciona que se trata de una operación subterránea con reservas de 22,000 toneladas de mineral y tiene una producción de 4,400 toneladas diarias. Se estima que la unidad tendrá reservas para 16.6 años.

La planta de beneficio tiene una capacidad de 4,400 toneladas métricas diarias, los días lunes se para por mantenimiento preventivo por lo cual opera 25 días al mes. La trituración primaria se lleva a cabo en interior mina con dos estaciones de trituración con una capacidad de 400 tph con una trituradora de quijada de 36" x 48" una en el nivel 8 y otra en el nivel 12.

El mineral proveniente de mina es mantedado por medio de 2 skips de 16 toneladas por el tiro de San Martín, este mineral va a dos tolvas de gruesos (5") de 800 toneladas métricas, con dos alimentadores vibratorios el mineral es transportado a la etapa de trituración de la planta de beneficio por medio de bandas transportadoras de 36" de ancho. En esta banda existe un separador magnético MOD 75B con una charola de 30" x 48" para que los fragmentos metálicos provenientes de mina no pasen a las trituradoras.

El mineral de 5 in. se envía a través de una segunda banda transportadora de 36" y descarga sobre una criba vibratoria de doble cama de 5' x 16', el producto de -5" a 3/4" va a una segunda etapa de trituración a una trituradora de cono 5 1/2" de cabeza estándar donde se obtiene un  $P_{80}$  de 1 1/2"; el mineral cribado de -3/4" es recolectado por una tercer banda trasportadora de 42", en esta misma banda se recibe el producto de la trituración secundaria que es transportado a una tolva de medios con una capacidad viva de 360 toneladas métricas; la cual tiene dos descargas y envía el mineral a dos cribas vibratorias. La primera criba vibratorias (8' x 20' de doble cama con una abertura en la parte de arriba de 1" x 1" y de 1/2" x 1/2" en la cama de abajo), el producto de esta criba de +1" a + 1/2" se envía a una trituradora terciaria con una trituradora de cono de cabeza corta de 7' obteniendo un producto de 3/8".

La segunda criba vibratoria de doble cama (5' x 16' con una abertura en la parte de arriba de 1" x 1" y de 1/2" x 1/2" en la cámara de abajo) el producto de la segunda criba +1" a + 1/2" se envía a una trituración terciaria con una trituradora de cono de cabeza corta de 5 1/2' obteniendo un producto de 3/8"; los productos de las trituradoras de cono terciarias se descargan a la banda de 42" que viene de las trituradoras secundarias y se envía a la tolva de medios para cerrar el circuito.

El producto a - 1/2" de las cribas secundarias (de 8' x 20' y de 5' x 16') se envía a una banda transportadora de 36", la cual descarga directamente a una banda reversible que alimenta a dos silos de finos de una capacidad de 3,250 toneladas métricas. En las transferencias de las bandas transportadoras, cribas, alimentadores y descarga de las quebradoras se tienen campanas de recolección de polvos.

Los dos silos cuentan con dos descargas, cada uno, enviando el producto a 4 alimentadores de banda de 30" para alimentar cuando se requiera mineral para los dos molinos de bolas, mediante un control electrónico. Cada silo cuenta dos chutes donde se descarga un producto con una granulometría de  $-1/2$ " a dos bandas transportadoras de 30" para enviar el mineral a una caja colectora y alimentar al proceso de molienda donde se procesan 2,500 tpd.

En el circuito de trituración se tiene dos muestreadores en seco Harrison Copper los cuales se localizan en la banda transportadora de 36" y el otro en la banda reversible con el objetivo de determinar las leyes que se alimentan a molienda. Las características principales de los equipos instalados son:

Es una trituradora de cono estándar la cual cumple con la función de triturar el mineral de tamaño mayor a  $1\ 1/2$ " que llega de la mina.

- Modelos Symons de Cabeza Estándar
- Tamaño  $5\ 1/2$ "
- Motor 200 HP
- Velocidad 900 rpm

Reciben el producto grueso de las cribas secundarias, que es un producto de  $+1$ " a  $+1/2$ " se alimenta a las trituradoras de cabeza corta las cuales tienen las siguientes características:

- Modelo Symons de cabeza corta
- Tamaño 7'
- Motor 350 HP
- Velocidad 720 rpm.
- Modelo Symons de cabeza corta
- Tamaño  $5\ 1/2$ "
- Motor 200 HP.

En la [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.5 Trituradoras de cono – Material 4](#) se muestran las capacidades y tamaño de las trituradoras de cono estándar Symons en circuito abierto y se muestran las capacidades de las trituradoras de cono de cabeza corta en circuito cerrado a las cuales hace referencia Moreno (1987).

### 3.6.4 CASO DE ESTUDIO: PROYECTO LA CIÉNEGA, MÉXICO (1988).

El yacimiento mineral del distrito se encuentra constituido por vetas tipo relleno de fisuras donde se localizan diversos cuerpos mineralizados como lo son las vetas La Ciénega, Rosario, Jessica, Arroyo de Plata y Casas. Estos cuerpos resultan de intereses económico los análisis químicos indican valores de Au, Ag, Zn y Pb.

Los métodos de explotación que se implementaron en el yacimiento de La Ciénega fueron Corte y Relleno además de Tumba Sobrecarga (De la Vega, 1988). Los parámetros de la operación son:

- Producción por año 90,000 toneladas
- Producción por día 350 toneladas
- Días operacionales por semana 6 y un turno por día.

De acuerdo a la investigación metalúrgica resultaron aplicables la concentración de oro y plata mediante los procesos de flotación y cianuración. Para el procesamiento del mineral se consideran los siguientes aspectos:

Capacidad del proceso: 300 tpd

Capacidad instalada para la planta de trituración: 750 tpd

Material que se recibe de mina:  $(750 \times 7) / (6) = 875$  tpd.

La capacidad de acarreo de mineral con locomotora es de 16.74 toneladas métricas y 6 camiones de bajo perfil de 10 toneladas métricas de capacidad con 7 viajes por turno para obtener 350 toneladas por turno en la planta.

El tamaño máximo del mineral fragmentado es de 12"

Gravedad específica del mineral  $2.65 \text{ t/m}^3$ .

La planta de trituración tiene un diseño que está totalmente ligado a la operación de mina, las instalaciones auxiliares con las que cuenta la trituración primaria es una tolva, alimentadores, banda transportadora y stockpile.

El mineral proveniente de la mina en 6 camiones de bajo perfil de 10 toneladas métricas cada uno, se recibe a un tamaño máximo de 12" en una tolva con una capacidad de 100 toneladas métricas. De esta tolva y por medio de un alimentador de 36" de ancho por 16' de largo, pasara el mineral a una parrilla con una abertura de 3". El producto mayor a 3" pasara a una quebradora de quijada de 24" x 36", la descarga de la parrilla y quebradora pasara a una banda transportadora, en circuito abierto. De esta primera banda pasara a una segunda banda la cual transportara el mineral a un stockpile donde se manejarán de  $- 3 \frac{1}{2}" + 3"$  y menores a 3" la capacidad de carga viva es de 700 toneladas.

A partir de esta pila se dosificará la carga con un alimentador de 36", que descargará a una tercera banda que a su vez alimentará a una criba de 4' x 8', con una malla de  $\frac{1}{2}$ " de abertura. El material que no pase a través de la abertura se alimentara a una trituradora de cono de cabeza corta de 4', reduciendo el mineral a  $- 3/8"$  que junto con el producto  $- 1/2"$  de la criba descargaran a una cuarta banda para ser llevado a dos tolvas de finos que tienen una capacidad de 300 toneladas cada una. Posteriormente los finos serán llevados al proceso de molienda donde se mantendrá un circuito cerrado con hidrociclón con el fin de obtener una granulometría de  $- 200$  mallas terminando con la operación de trituración y molienda. Para la trituración primaria se seleccionó una trituradora de quijada de 12" x 14" con un motor de 3 HP, el laboratorio obtuvo los siguientes datos de operación:

- Corriente en vacío IV: 6.50 amperes y corriente en carga IC: 12.08 amperes
- Voltaje línea:  $V = 220$  volts
- Mineral a triturar:  $Q = 100$  kg
- Tiempo de trituración:  $T = 127$  segundos
- Tamaño de alimentación:  $F = 304,800 \mu\text{m}$  y tamaño en las descarga  $P = 76,200 \mu\text{m}$
- Tamaño de descarga: Capacidad a triturar:  $R = 71.16$  tph mínimo
- Tiempo de trituración = 5 horas
- Toneladas por turno = 350 toneladas por turno.

Con los datos de laboratorio y los de operación a los que trabaja la sección de trituración primaria se calcularon el índice de trabajo y la capacidad del motor para la trituradora de quijada para comprobar la selección de la trituradora.

**Capacidad de trituración de laboratorio.**

$$Q = 2.88 \text{ t/h}$$

**Demanda de energía (Kw).**

$$Kw = [(IC - IV) (V) (1.732)]/(1000)$$

$$W = (C) / (kW)$$

$$W = 0.6707 \text{ kW.h/t}$$

Índice de trabajo.

$$W_i = \frac{W}{10 \left( \frac{1}{P} - \frac{1}{F} \right)}$$

$$W_i = 26.36 \text{ kW.h/t}$$

**Capacidad del motor**

$$X = \frac{10 W_i}{\sqrt{P}} - \frac{10 W_i}{\sqrt{F}}$$

Donde  $X = \text{kW.h/t}$

$$HP = (X)(1.34)(R)(1.15)$$

Donde:

$$1.34 = \text{factor de conversión de } \left( \frac{HP\text{h}}{kWh} \right)$$

1.15 = Factor de seguridad

$$HP = 75.92 \text{ HP}$$

Bajo estas consideraciones la trituradora seleccionada cumple con lo establecido por el voltaje de la línea y la operación. Por lo tanto, la trituradora primaria será una de quijada de 24" por 36" que nos da la capacidad de trituración con un tamaño de alimentación de -12" y una abertura de descarga de - 3".



## REFERENCIAS

- Bearman R. (2019). Crusher Selection and Performance Optimization. En Dunne R., Kawatra K. & Young C. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 427 - 438). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Beerkircher G., Bryan K. y Lim K. (2002). Selecting and Sizing of Secondary and Tertiary Cone Crusher. En Mular L. Andrew, Halbe Doug N. y Barratt Derek J. (Eds.), *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control* (pp. 621 - 627). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration. Inc (SME).
- Boyd K. (2002). Crushing Plant Design and Layout Considerations. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control* (pp. 670 – 675). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- De la Vega Zamorano, Celso Orlando. (1988). Estudio de viabilidad del proyecto minero metalúrgico La Cienega Municipio de Santiago Papasquiari, Durango (Tesis para obtener el título de ingeniero de minas y metalurgia). Universidad Nacional Autónoma de México.
- Metso Minerals “Trituradoras de cono serie GP (2011).
- Moreno Guillén, José de Jesús Guillermo (1987). Explotación del Bloque 12-550 de la Mina San Martín, Zacatecas (Tesis para obtener el título de ingeniero de minas y metalurgista). Universidad Nacional Autónoma de México.
- Ronald W. (2002). Selection and Sizing Crusher. En Mular L. Andrew, Halbe Doug N. y Barratt Derek J. (Eds.). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control* (pp. 584 – 603). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration. Inc (SME).

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.8](#) se encuentran artículos referentes a la selección de trituradoras que son de gran apoyo por las observaciones de sus autores. Estos artículos son:

[Material 1. Selection and sizing of crusher.](#)

[Material 2. Primary Crusher factors that affect capacity.](#)

[Material 3. Crushing plant design and layout considerations.](#)

[Material 4. Types and characteristics of common crushing plant flowsheets.](#)

### 3.7 PROCESO DE MOLIENDA

La molienda es la última etapa del proceso de reducción de tamaño en esta operación la alimentación es el producto de la planta de trituración. Norman y Decker (1985) definen a la molienda como un proceso de reducción por debajo de los límites prácticos de las trituradoras convencionales, alcanzando un producto final entre 35 mallas y 200 mallas. La reducción de tamaño se da mediante la combinación de fuerzas de impacto, abrasión y compresión.

Burroughs (1991) señala que el objetivo de la molienda está en función del material a procesar y existen tres razones principales para llevar a cabo esta operación:

1. En las plantas donde se tratan minerales metálicos, la molienda se realiza para liberar la mena de la ganga, de modo que se logra la liberación de los minerales de interés económico para ser separados en etapas de concentración posteriores.
2. En el beneficio de minerales no metálicos, la molienda se realiza simplemente para satisfacer un requisito de tamaño y no se trata de una cuestión de separación o concentración. Actualmente para estas operaciones se emplean circuitos de trituración con etapas de trituración terciaria y cuaternaria.
3. En el tratamiento de minerales por vía hidrometalúrgica, la molienda ayuda a aumentar su área superficial exponiendo los componentes a disolver por una solución lixivante. Las unidades HPGR han sido empleadas para este tipo de operaciones.

El desarrollo de los equipos de trituración ha permitido que las operaciones de los puntos (2) y (3) se obtengan el tamaño del producto deseado empleando solo circuitos de trituración. De esta manera el uso de molinos es exclusivo para la liberación de menas metálicas, debido a la demanda de estos recursos las plantas deben procesar grandes tonelajes permitiendo la rentabilidad en el uso de estos equipos. Wills (1985) menciona que todas las menas tienen un tamaño de molienda rentable, la cual depende de muchos factores como:

- Consumo de energía.
- Ley del mineral.
- Recuperaciones del proceso de concentración.
- Precio del metal.

El objetivo de emplear una etapa de molienda es el de ejercer un estrecho control sobre el tamaño del producto, por esta razón se dice que una molienda correcta es la clave para un buen procesamiento del mineral permitiendo una concentración económica y eficiente. El control del tamaño del producto depende de las propiedades de la carga del molino, características de la alimentación, tipo de molienda y diseño del circuito.

Es importante evitar una molienda gruesa que dificulta la liberación de la mena y una sobre molienda la cual aumenta el consumo de energía. La molienda no debe realizarse más allá del tamaño que justifique su procesamiento dentro de un límite económico.

De acuerdo con las formas en que se imparte el movimiento a la carga, los molinos se clasifican en: molinos de tambor, molinos de agitación y molinos de compresión. El término molino es utilizado para definir a aquellos equipos que muelen el material a tamaños que oscilan entre los 75  $\mu\text{m}$  hasta 2  $\mu\text{m}$ .

Los equipos de molienda más utilizadas son los molinos de tambor donde la reducción de tamaño de 250 - 5 mm a un producto entre 300 y 25  $\mu\text{m}$ . Los molinos de agitación encuentran su aplicación en molienda fina (40 - 15  $\mu\text{m}$ ) y molienda ultra fina (< 15  $\mu\text{m}$ ).

Los molinos de tambor están diseñados para impactar a las partículas con golpes bruscos de corta duración y para producir una acción de desgaste bajo una alta presión. El proceso de molienda se realiza en contenedores de acero que giran de manera horizontal, esta estructura es soportada por cojinetes en su extremo en los cuales gira los extremos del contenedor. Dentro de los molinos se pueden alimentar medios de molienda los cuales pueden ser barras, bolas de acero o roca/mineral coloquialmente llamados guijarros. Estos medios se mueven libremente dentro de la carcasa giratoria causando que las partículas reduzcan su tamaño por impacto, rodamiento y cizalla. El mecanismo de desgaste de los medios de molienda tiende a producir partículas más finas que la fuerza producida por el impacto en las trituradoras.

La molienda generalmente se realiza en un medio húmedo, en ciertas operaciones se puede usar una molienda en seco. De esta manera cuando el molino gira se mezclan el mineral, agua y medios de molienda; dicha carga oscila entre el 30 y 40 % del volumen interno del molino. Sólo se consume un pequeño porcentaje de energía cinética en la reducción del tamaño de las partículas y el resto se consume en el rodamiento de la carga dispersándose como calor y ruido (Wills y Finch, 2016).

Los molinos de tambor se clasifican en molino de bolas, molino de barras, molino de guijarros, molino autógeno y molino semiautógeno, éstos se clasifican en función al medio de molienda, relación entre la longitud y diámetro de la carcasa, además del tipo de alimentación y descarga. En el molino de guijarros se utiliza como medios de molienda roca dura de mayor tamaño u otro material no metálico. En los molinos autógenos (AG) se utiliza como medio de molienda el mismo mineral, el término de molienda autógena se define como la acción de un material triturándose consigo mismo. Estos molinos tienen un rango de diámetros hasta de 36 ft con longitudes de un tercio o incluso un cuarto del diámetro del molino. Los molinos semiautógenos (SAG) utilizan una combinación de mineral y una carga de bolas o barras de acero como medio de molienda (Mosher, 2011).

En los molinos de barras, las barras de acero en promedio son 6 pulgadas más cortas que la longitud de la cámara de molienda y la relación de la carcasa (Longitud/Diámetro) se encuentra entre 1.5 y 2.5. En los molinos de bolas la relación de la carcasa (L/D) es de 1.0 a 1.5 y en los molinos de guijarros esta relación es de 3 a 5.

A pesar que los molinos de tambor se han desarrollado con un alto grado de eficiencia mecánica, su eficiencia energética (conversión de la energía entregada por tonelada molida) es un tema de debate que persiste debido que el impacto y la abrasión al material es aleatoria y no existe un control para que los impactos se dirijan a las discontinuidades entre los granos de mineral y gana que produciría una liberación óptima (liberación por desprendimiento).

Actualmente se trabaja en el desarrollo de equipos y tecnologías que permitan aumentar la liberación y ayude a reducir el consumo de energía total de la molienda creando micro - fracturas en las partículas antes de ser alimentadas al molino (etapa de pre-molienda) esto va desde la aplicación de unidades HPGR, VSI, HSI y tecnologías que aplican ondas electromagnéticas o pulsos eléctricos a alto voltaje.

La molienda puede ser húmeda o seca dependiendo del proceso posterior que llevara el beneficio y la naturaleza del producto que se desea. La molienda húmeda se usa ampliamente en la industria minera, esto se debe a los procesos que se llevan a cabo como la flotación, separación magnética o lixiviación por mencionar algunos se realizan en un medio húmedo. Cuando la naturaleza del producto es un material un bajo porcentaje de humedad o el material puede sufrir cambios físicos o químicos al agregar agua, en estas circunstancias se debe realizar una molienda en seco, como en las plantas de cemento.

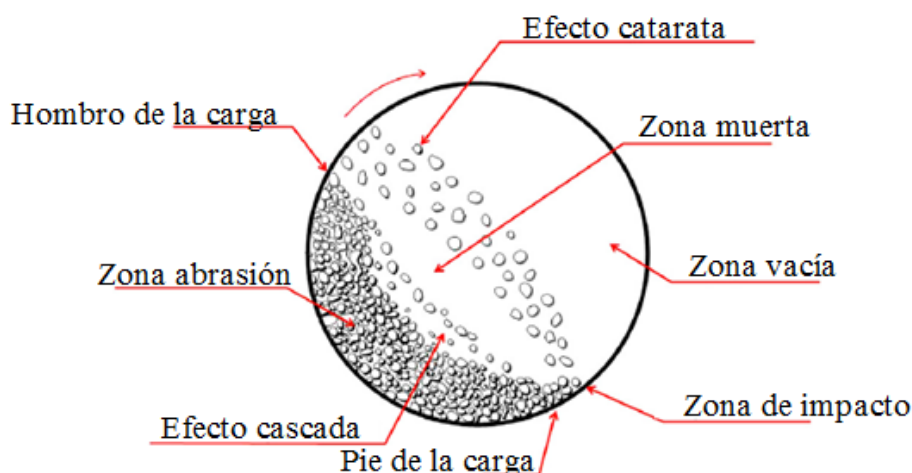
Subba (2016) indica que la molienda húmeda se realiza generalmente con 40 % a 35 % de agua en peso y que una de las principales ventajas es el aumento en la capacidad de los equipos hasta de un 15 % y un menor consumo de energía por tonelada molienda. Los equipos que trabajan con una molienda en húmedo trabajan entre el 75 % - 80 % de la velocidad crítica mientras que en los equipos de molienda en seco trabaja como máximo entre el 65 % - 70 % de la velocidad crítica.

Una ventaja de la molienda en seco es que se tiene un menor desgaste de los revestimientos y los medios de molienda. Algunas consideraciones que se deben de tener es estos tipos de molienda son:

- Molienda en húmedo requiere menor potencia por tonelada de material que la molienda en seco, los equipos requieren de un menor espacio y los costos de instalación son menores. Las desventajas de una operación humedad es la demanda agua que se tiene, la compleja red de tuberías y bombas, necesidad de filtros y de un proceso de secado por lo tanto los costos de mantenimiento pueden ser altos.
- Molienda en seco requiere de un material con un bajo contenido de humedad y un área grande para la instalación de los equipos. En comparación con la molienda húmeda no se requiere de filtros o un proceso de secado, además de que el consumo de acero es menor.

### 3.7.1 ACCIÓN DE MOLIENDA

Cuando el molino gira, en el interior se levanta la carga del molino debido a la rotación y la fricción en la carcasa del molino, el medio de molienda se levanta a lo largo del lado ascendente del molino hasta alcanzar una posición de equilibrio dinámico (hombro de la carga), se generan dos efectos cuando los cuerpos caen. Estos efectos son el de cascada y catarata y entre éstos se genera una zona muerta donde se produce poco movimiento. La molienda del mineral se produce debido a la rotación de los medios de molienda sobre las partículas (cascada) y por la caída libre de las bolas impactando a las partículas (catarata). La magnitud de estos efectos depende de la velocidad de rotación del molino. En la Figura 3. 7-1 se ilustra el movimiento de la carga de un molino.



**Figura 3. 7-1** Movimiento de la carga en un molino de tambor. Adaptado de Wills y Finch (2016).

La velocidad a la que rota un molino y el diseño de los revestimientos gobierna el movimiento y por lo tanto la naturaleza del producto, además del desgaste en los revestimientos. Es importante que la trayectoria que siguen las bolas permita que caigan en el extremo de la carga (zona de impacto) y no sobre los revestimientos, esto se logra determinando la velocidad a la que debe de rotar la carcasa. En velocidades bajas o con revestimientos suaves, los medios de molienda tienden a rodar hasta el pie de la carga del molino y se produce una trituración solo por abrasión dando lugar a una molienda fina. A velocidades altas, los medios se proyectan fuera de carga impactando un porcentaje de los medios de molienda en los revestimientos describiendo una parábola en su trayectoria generando en un efecto de catarata que produce una molienda gruesa.

Cuando se aumenta la velocidad del molino, las bolas se elevan a una mayor altura y se alcanza una etapa donde las bolas rotan siguiendo la periferia de la carcasa llegando a una velocidad en la que no permite su caída manteniéndose en una posición fija contra la carcasa como si fueran parte de ella, este fenómeno se le conoce como centrifugación. La velocidad a la que se produce la centrifugación se conoce como velocidad crítica.

Cuando los medios de molienda se mueven dentro del molino, sigue una trayectoria circular (cascada) hasta que alcanza cierta altura y luego cambia su trayectoria circular para descender en una trayectoria parabólica (catarata) mientras cae sobre la carga, ver Figura 3.7-2.

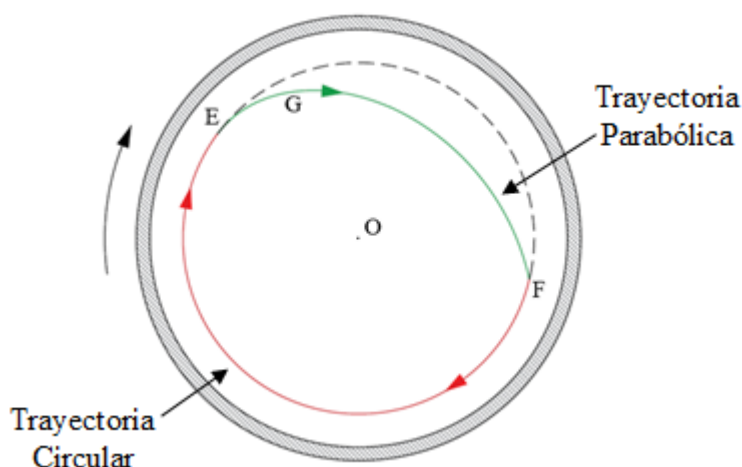


Figura 3.7-2 Patrón de movimiento de la carga de un molino de tambor. Adaptado de Gaudin (1939).

Por lo anterior, la velocidad de los medios de molienda (bolas) está dado por:

$$v = \frac{2\pi RN}{60} \quad [m/s] \quad (3.7.1)$$

Donde:

$R$ : Radio interno de la carcasa del molino, m.

$N$ : Velocidad del molino, rpm.

Si se considera que una bola de un radio de “ $r$ ” en metros, se eleva por la carcasa de un molino de un radio “ $R$ ” en metros, el cual gira a una velocidad “ $N$ ” expresada en rpm. La pelota cambia de trayectoria en el instante en que las fuerzas centrífuga y centrípeta que actúan sobre ella se equilibran en un punto P como se observa en la Figura 3.7-3.

En este punto P el peso de la bola se equilibra con la fuerza centrífuga, es decir:

$$\frac{mv^2}{R - r} = mg \cos(\alpha) \quad (3.7.2)$$

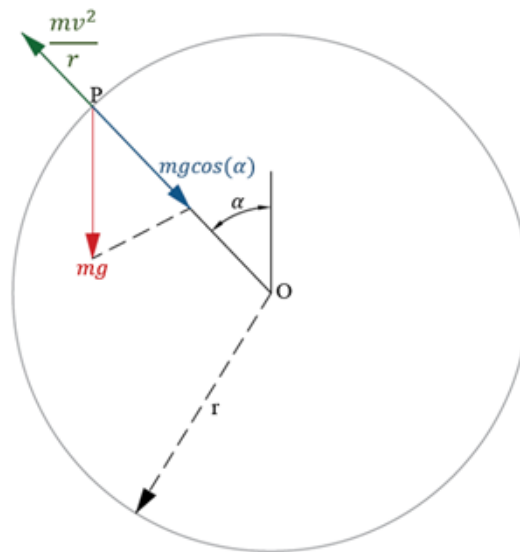
Donde:

$m$ : Masa de la bola, kg

$v$ : Velocidad lineal de la bola,  $m/s$

$g$ : Aceleración gravitacional,  $m/s^2$

$\alpha$ : Ángulo formado por la línea de acción de la fuerza centrípeta con la vertical.



**Figura 3. 7-3** Fuerzas que actúan sobre el medio de molinera. Adaptado de Gaudin (1939).

A partir del equilibrio de las fuerzas actuantes en la bola se puede determinar la velocidad crítica para que no se dé el efecto de centrifugación, se tiene:

$$\frac{mv^2}{R - r} = mg \cos(\alpha) \quad (3.7.3)$$

Puede expresarse como:

$$\left(\frac{2\pi RN}{60}\right)^2 \frac{R}{R} = g \cos(\alpha) \quad (3.7.4)$$

Despejando se obtiene

$$N^2 = \frac{(60)^2 g \cos(\alpha)}{4\pi^2 R} \quad (3.7.5)$$

Si D es el diámetro del molino y d es el diámetro de la bola, el radio de la trayectoria circular de la bola es  $\frac{(D-d)}{2}$ , sustituyendo:

$$N^2 = \frac{(60)^2 g \cos(\alpha)}{2\pi^2 (D - d)} \quad (3.7.6)$$

La velocidad crítica del molino ocurre cuando  $\alpha = 0$ , es decir, que la bola girará junto con el molino en una posición fija. En este punto  $\cos(\alpha) = 1$ . Entonces la velocidad N es la velocidad crítica  $N_c$ :

$$N_c^2 = \frac{(60)^2 g}{2\pi^2 (D - d)} \quad (3.7.7)$$

Si D y d se toman en metros, la expresión de la velocidad crítica se reduce a:

$$\text{Velocidad crítica} = \frac{42.3}{\sqrt{D - d}} \quad [\text{rpm}] \quad (3.7.8)$$

Si D y d se toman en pies, la misma expresión se reduce a:

$$\text{Velocidad crítica} = \frac{76.65}{\sqrt{D - d}} \quad [\text{rpm}] \quad (3.7.9)$$

Es importante mencionar que las ecuaciones 3.7.8 y 3.7.9 asumen que no hay un deslizamiento entre los medios de molienda y el revestimiento de la carcasa. Los molinos en la práctica operan en promedio a una velocidad que va del 50 % al 90 % de la velocidad crítica.

- Los molinos de bolas operan entre un 60 % a 80 % de la velocidad crítica.
- Los molinos de barras operan con un 50 % a 65 % de la velocidad crítica.
- Los molinos autógenos operan a velocidades más altas dentro del rango del 80 % a 85 % de la velocidad crítica.

La velocidad de rotación del molino influye en el consumo de energía, esto se debe a dos factores: las revoluciones por minuto a la cual gira la carcasa y el cambio en el centro de gravedad del molino, el cual cambia en función de la velocidad. En un inicio cuando se pone en operación un molino el centro de gravedad se aleja del centro del molino a medida que aumenta la velocidad. Como respuesta la fuerza que ejerce la carga a resistirse a la rotación aumenta haciendo que se consuma más energía para mantener una velocidad constante. Cuando se alcanza una velocidad próxima a la velocidad crítica, el centro de gravedad se mueve hacia el centro del molino debido a que los medios de molienda se mantienen fijos sobre la cubierta, lo que hace que la carga del molino deje de oponerse a la rotación permitiendo que disminuya el consumo de energía.

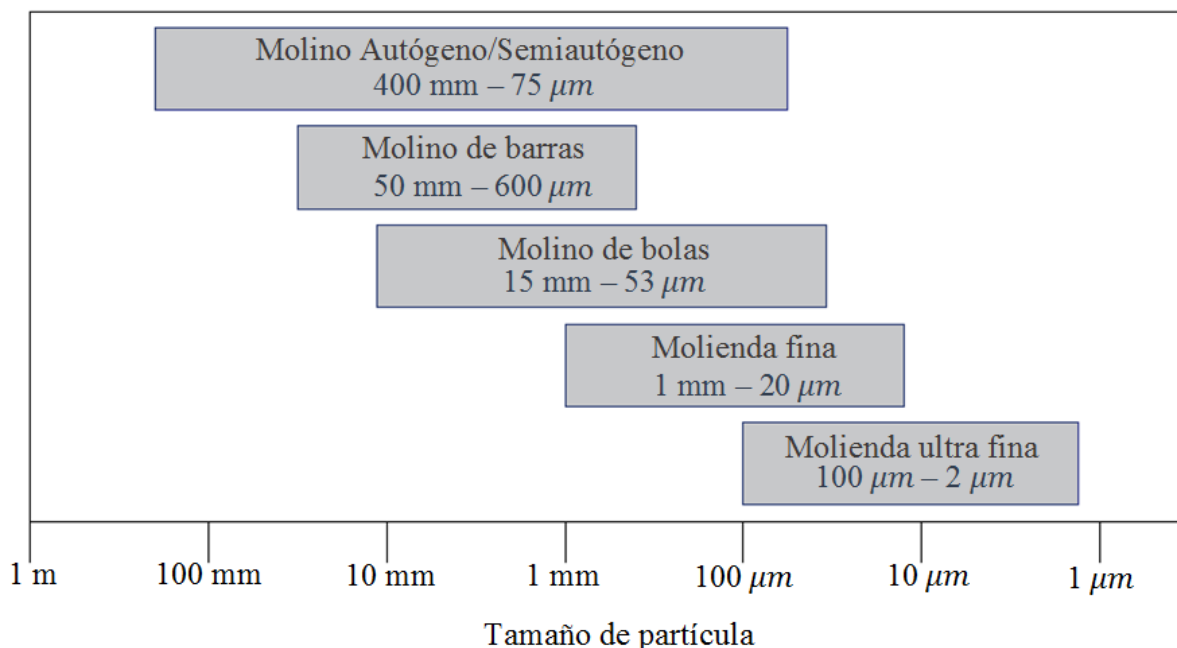
Establecido esto la velocidad crítica tiene un impacto considerable sobre el rendimiento del molino, las variables que se afectan son:

- Kilowatts hora por tonelada tratada.
- Desgaste de los revestimientos.
- Granulometría obtenida por la acción de molienda.
- El consumo de medios de molienda por tonelada tratada.



### 3.7.2 EQUIPOS DE MOLIENDA

Los diversos equipos de molienda en la industria se distinguen por el rango de tamaño en la alimentación y descarga. El rango de aplicación de los molinos está en función del tamaño de alimentación y grado de reducción de tamaño en la Figura 3.7-4 se muestra el rango de reducción de tamaño de los principales equipos de molienda. Los molinos AG/SAG tienen la posibilidad de alimentar partículas mayores a 50 mm y otorgar un producto menor a 75  $\mu\text{m}$ .



**Figura 3. 7-4** Rango de tamaños de partícula bajo el cual operan los equipos de molienda. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Molino de bolas.** En estos molinos la longitud de la carcasa cilíndrica es de 1 a 1.5 veces el diámetro de la carcasa, en el [Apéndice B-I](#) se muestran las dimensiones de molinos de bolas. Los molinos de bolas de mayor longitud se denominan “molinos de tubo” estos molinos se pueden dividir en varios compartimientos longitudinales; cuando se utilizan fragmentos de roca dura u otro material no metálico en lugar de bolas de acero se conocen como “molinos de guijarros”. Los molinos de bolas se clasifican en molinos cilindro cónico y cilíndrico. Estos equipos reciben una alimentación de 1/4 a 5/8 de pulgada y son capaces de producir un tamaño de 6 mm hasta 100  $\mu\text{m}$  en la descarga.

El tambor giratorio tiene un llenado de bola dentro de un rango del 25 % al 40 % del volumen de la carga como se muestra en la Figura 3.7-5. El material es reducido de tamaño al llenar los vacíos entre las bolas donde las partículas interactúan con las bolas y superficie de la carcasa hasta fracturarse. Estos equipos pueden manejar grandes tonelajes, la alimentación puede ser seca con menos del 3 % de humedad o se puede utilizar en medio húmedo con una pulpa con un 60 % a 80 % de sólidos en peso con una carga operacional del 35 % a 40 % del volumen interno del molino.

Los molinos de bolas son empleados en moliendas primarias o secundarias, en su aplicación como molinos primarios reciben su alimentación directo del circuito de trituración y en las aplicaciones secundarias reciben la alimentación proveniente de molinos de barras, autógenos o semiautógenos. Estos molinos pueden utilizarse en la molienda de una sola etapa, recibiendo un producto de la planta de trituración.



**Figura 3. 7-5** Carga de un molino de bolas. Tomado de Fuerstenau y Han (2003).

El desgaste de las linternas y de las bolas es expresado en kg/kW.h, cuando se multiplica por la potencia específica kW.h/t la relación de desgaste de las linternas y bolas queda expresada en kilogramos por tonelada alimentada. La potencia específica está dada por el índice de trabajo de Bond:

$$\text{Potencia específica: } W_i \left( \frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right) \quad (3.7.10)$$

El desgaste de las linternas y las bolas en la molienda en seco es aproximadamente una décima parte del desgaste de la molienda húmeda debido a que no existe una corrosión de estos elementos. La relación de la carcasa (L/D) de los molinos de bolas va desde 1:1 hasta 2:1. Los molinos de bolas que se utilizan comúnmente en la industria del cemento tiene relación de 2.75:1 o más.

La velocidad a la cual giran los molinos depende de su aplicación, la mayoría de los molinos operan alrededor del 75 % de la velocidad crítica. Es importante tener en cuenta que un aumento en la velocidad significa un aumento en la potencia, pero también un impacto en el aumento del desgaste de las bolas y las linternas, que no asegura tener una mayor relación de reducción. Actualmente los molinos de bolas se construyen son diámetro hasta de 26 ft.

La mayoría de las bolas de molienda son de acero de alto carbono o aleaciones de cromo, molibdeno, vanadio, manganeso y titanio. La elección del tamaño de bolas se realiza mediante ecuaciones empíricas desarrolladas por Bond (1958) y Azzaroni (1981). La selección del tamaño de bola está en función del material y producto deseado.

La rotación del molino es mediante un acoplamiento típico molino motor que se logra con la corona y el piñón que este acoplado al motor. En molinos de gran tamaño se pueden usar dos motores y dos piñones que impulsan la marcha del molino, en general los motores funcionan

entre 600 y 1,000 rpm requiriendo una caja de velocidades entre el motor y el eje del piñón. La eficiencia de la molienda depende de la superficie del medio de molienda, en la carga deben de existir bolas de diferentes tamaños, las bolas de menor diámetro son las encargadas de la producción de finos y las más grandes deben de ser lo suficientemente pesadas para moler los gruesos.

Durante la operación del molino, las bolas con un tamaño inferior salen del molino con el producto y se retiran de la descarga mediante un trommel o electroimanes. Para conocer el tamaño de bola para un determinado producto se han propuesto diferentes expresiones empíricas de las cuales solo dan una referencia del tamaño de bola a alimentar. Generalmente el tamaño bola se determina al generar diversas pruebas en el laboratorio y simulaciones, algunos autores indican que para una molienda primaria se requiere una carga de bolas con diámetros de 4 a 2 pulgadas y para molienda secundaria se requieren tamaños de 2 a 1 pulgada. El tamaño de bolas varía según el tamaño de la alimentación, la capacidad del molino y el tamaño del producto deseado. Los molinos de bolas normalmente utilizados son de desbordamiento.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – 2.9 Molienda](#) se muestran catálogos de molinos de bolas, barras y guijarros se muestran las características y dimensiones de SALA ([Material 1](#)), Marcy ([Material 2](#)), Morgardshammar ([Material 3](#)) y Nordberg ([Material 4](#)).

### **Molinos de guijarros.**

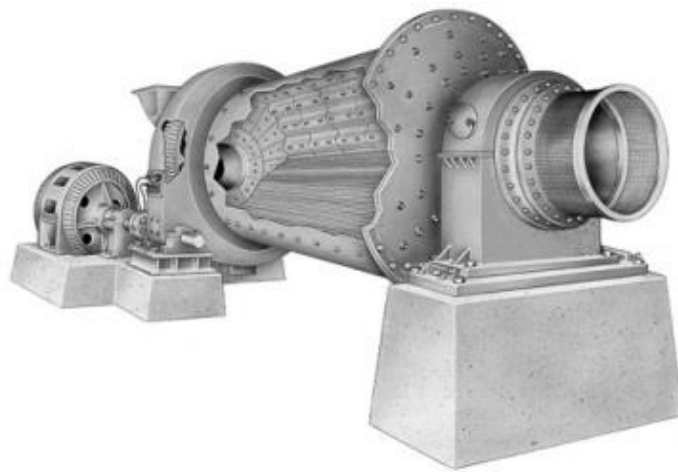
Son molinos cilíndricos donde la relación entre la longitud y su diámetro es de 3 a 5. En estos molinos se utilizan como medios de molienda rocas, minerales de alta dureza o piezas cerámicas. Debido a la baja gravedad específica de los guijarros cerámicos se debe de usar una gran cantidad de guijarros para lograr la molienda requerida y obtener un producto parecido al de un molino de bolas. Los molinos de guijarros se utilizan cuando la contaminación de hierro en el producto resulta perjudicial, un ejemplo de su aplicación es la molienda de clinker, yeso y roca fosfórica. Los molinos de guijarros son empleados en molienda secundaria y terciaria, después de molinos AG o de barras (Giblett, 2019).

De acuerdo a Crocket (1985) los molinos de guijarros pueden recibir material con un tamaño hasta de 3/8" y obtener un producto de 125  $\mu\text{m}$  y son clasificados de acuerdo a su tamaño de alimentación en:

- Molinos de guijarros primarios: Tienen un tamaño de alimentación de 9 - 10 mm.
- Molinos de guijarros secundarios: Estos molinos reciben el producto de un molino AG o barras el cual se encuentra entre 8 y 10 mallas. Donde los guijarros son tomados del producto de la primera etapa de trituración dentro de un rango de -100 mm a +25 mm.

Giblett (2019) resalta la importancia del tamaño del guijarro, el cual debe de tener un tamaño específico en función del producto por ejemplo para una molienda fina el tamaño de guijarro debe de ser igualmente pequeño, ante esto Crocker (1985) indica que el tamaño del guijarro debe de ser equivalente al de una bola de acero, la cual se aplicaría para obtener el mismo producto que en un molino de bolas. Los molinos de guijarros operan con una carga de medios que van de un 35 % al 40 % del volumen del molino, esto con el objetivo de maximizar su rendimiento (kW.h por tonelada molida).

**Molino de barras.** Estos molinos son utilizados en moliendas primarias capaces de recibir un tamaño de alimentación hasta de 2 pulgadas y obtener un producto de 300  $\mu\text{m}$ , la relación de reducción va de 15:1 – 20:1. La relación entre la longitud y el diámetro oscila entre 1.5 y 2.5, esta relación no debe de ser tan grande para el diámetro de la carcasa, de no tener cuidado las barras se deformarán y romperán, en el [Apéndice B – II](#) se muestran las dimensiones de molinos de barras. Las barras son unos centímetros más cortas que la longitud del molino para evitar que se atasquen en el molino, la longitud máxima de las barras que se tiene es de 21 ½ ft. Estos equipos producen una molienda gruesa controlada, son utilizados para la producción de arenas y reducción de tamaño de minerales aprovechando su gravedad o susceptibilidad mecánica. Actualmente es raro ver estos equipos en plantas de beneficio ya que han sido remplazados por molinos AG/SAG y los avances en el desarrollo de los equipos de trituración han permitido que compitan con los molinos de barras en la producción de arenas.



**Figura 3. 7-6** Carga de un molino de barra. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Los molinos de barras se cargan inicialmente con barras de diversos diámetros de 1 ½ a 4 ½ pulgadas, cuando la alimentación es gruesa se requieren barras de mayor diámetro y a medida que disminuye el tamaño de alimentación el diámetro de las barras tiende a disminuir para tener una mayor área superficial sobre las partículas lo cual facilitará su reducción de tamaño. La acción de molienda se debe al contacto lineal de las barras sobre las partículas de mineral girando paralelamente unas a otras como si se tratara de una trituradora de rodillos. Los molinos de barras operan a velocidades críticas de 50 % - 65 % porque las barras actúan principalmente es cascada. La carga de los medios de molienda es del 35 % a 40 % del volumen total de la carga del molino.

Por lo regular las barras son reemplazadas cuando se desgastan hasta llegar aproximadamente a 25 mm de diámetro, a este punto las barras tienden a doblarse o romperse llenando el molino de fragmentos. Las barras están construidas de acero de alto carbono debido a que son duras y se rompen en lugar de deformarse evitando que se enreden. El consumo de barras varía con las características del avance del molino, longitud de la barra, el tamaño del producto y la abrasividad del material, normalmente se encuentra en un rango de 0.1 a 1 kg de acero por tonelada molida.

La densidad de la pulpa de alimentación debe de estar entre un 65 % y 85 % de sólidos en peso, cuando la alimentación contiene un alto porcentaje de finos se requieren densidades de pulpas más bajas. Los molinos de barras al tener una mayor carga del medio de molienda que los molinos de bolas se tiene una fragmentación más efectiva de las partículas gruesas. Debido a esto los molinos de barras tiene una eficiencia mayor que los molinos de bolas siempre y cuando las partículas de la alimentación tienen un tamaño mayor a 3/8". (Giblett, 2019).

**Molinos autógenos y semiautógenos.** Los molinos autógenos y semiautógenos bajos ciertas condiciones han reemplazado a los equipos de trituración secundaria y terciaria. Los circuitos de molienda de mayor rendimiento en la industria minera utilizan los molinos AG/SAG operando como una etapa primaria de molienda, el material de alimentación puede ser directo de mina por lo general el 80 % de la alimentación debe ser menor a 4 a 6 pulgadas. En las operaciones donde se utilizan molinos AG/SAG en una sola etapa, la planta opera en circuito cerrado con hidrociclones o cribas de finos para clasificar el tamaño del producto. Estos molinos se caracterizan en función de la relación de la carcasa (L/D) y el mecanismo de descarga.

En la actualidad se han construido molinos con un diámetro hasta de 42 ft, el diámetro de los molinos está en función de su aplicación y la capacidad del circuito de molienda. La relación de la carcasa puede variar de alta a baja. Los molinos de alta relación son aquellos que tienen un mayor diámetro y pueden tener relaciones de 3:1; los molinos de baja relación tienen una relación de 2.5:1. Cuando se requiere un alto rendimiento del molino por lo general se utilizan molinos con una relación alta y los molinos de una baja relación son utilizados cuando se requiere un producto fino.

La molienda autógena tiene la característica que las partículas gruesas de mineral funcionan como medios de molienda. La molienda autógena reduce el desgaste de los revestimientos y reduce el número de etapas de trituración ofreciendo la posibilidad de ahorros en los costos operativos. Sin embargo, solo puede ser utilizado para un número limitado de tipos de mineral, preferiblemente se busca que tenga una gravedad específica alta (por ejemplo, de 2.7 a 4) y tengan un alto contenido de sílice. Una ventaja de la molienda autógena es la eliminación del costo asociado con el consumo de medios de molienda y evita cualquier contaminación con hierro. Por otro lado, el molino AG tiene un consumo de energía menor, sin embargo, su capacidad es menor a la de un molino SAG.

El molino autógeno es un equipo de molienda gruesa, consiste en un tambor giratorio con un nivel de carga operacional del 25 % al 35 % de su volumen. No se utilizan medios de molienda, la alimentación en algunos casos puede ser directa de minas o el producto de una trituración primaria el cual debe de tener un tamaño menor 10 pulgadas. De acuerdo con Gupta y Yan (2016) solo en los molinos autógenos se producen partículas con un rango de tamaño que recibe el nombre de "partículas de tamaño crítico" las cuales van de 50 mm a 100 mm, estas partículas son demasiado pequeñas para producir un impacto significativo sobre otras partículas de tal forma se cause su fracturamiento y a la vez es difícil que sean fragmentadas por otras partículas. En este sentido, la molienda autógena solo puede aplicarse a ciertos minerales, se deben de realizar pruebas para determinar la competencia del mineral.

El molino semiautógeno tiene la característica de que se agrega una pequeña cantidad de bolas alrededor de un 3 % al 20 % del volumen del molino, por lo regular el tamaño de bolas que se carga a los molinos SAG es de 1 a 6 pulgadas. La densidad de la pulpa varía de 60 % a 84 % de sólidos en peso y puede variar considerablemente en función de las características del mineral. Esto cambia el rendimiento del molino, cuando se quiere pasar de un molino autógeno a un semiautógeno se requieren hacer modificaciones en su diseño. En general la adición de una carga de bolas aumenta la capacidad de molienda del equipo, pero aumentan también sus costos operativos y potencia. En el [Apéndice B –III](#) se muestran las dimensiones de molinos AG/SAG.

La eficiencia del molino autógeno es más baja que la eficiencia de un molino de bolas debido a la baja eficiencia de la reducción de tamaño de roca con roca y bolas con roca, debido a esto el consumo de energía es mayor en los circuitos de molienda autógena. Por lo regular el índice de trabajo operativo es 1.5 el índice de Bond conseguido en pruebas de laboratorio, un ejemplo de esto el índice de trabajo operativo del mineral de cobre es de 18.3 – 21.0 kW.h/t y el índice de trabajo obtenido en el laboratorio es de 13 (Fuerstenau y Han, 2003). En el [Material Digital: Carpeta 2. – 2.9 Molienda](#) se muestran las características y dimensiones de estos equipos de Outotec ([Material 5](#)) y Krupp Polysius ([Material 6](#)).

**Molinos de agitación.** Cuando el tamaño del producto requerido de los molinos de bola se hace más fino, el tamaño óptimo de la bola debe disminuir. Sin embargo, se llega a un punto donde el tamaño de bolas pequeñas ya no proporciona la suficiente fuerza de impacto para fracturar a las partículas y su eficiencia energética disminuye. Los molinos de agitación son equipos donde las fuerzas de impacto aumentan llevando a cabo una molienda fina con productos hasta de 1  $\mu\text{m}$ . En estos equipos se utiliza un recipiente cilíndrico el cual puede ser horizontal o vertical y se utilizan como medios de molienda arena sílica, cilindros de acero (Boulpebs), bolas de acero o esferas cerámicas.

Lichter y Davey (2002) definieron dos clasificaciones de los molinos de agitación en función de la velocidad del impulsor:

- Baja velocidad agita el medio sin fluidizarlo, estos molinos utilizan medios de molienda como bolas y cilindros de acero. Son conocidos como molinos de agitación donde el mecanismo de reducción de tamaño es inducido por la gravedad, los medios de molienda se mueven a través del movimiento de rotación de un tornillo.
- Alta velocidad los cuales fluidizan los medios de molienda utilizados son arena o cerámica de menor densidad, emplean el movimiento de rotación para fluidizar las partículas en suspensión.

En estos equipos el consumo de energía es menor alrededor de un 30 % a 50 % y los tiempos de residencia son más largos que en los molinos de bolas convencionales. La construcción impide que los medios abandonen el molino manteniendo la carga en suspensión. Los medios de molienda tienen un tamaño de 15 mm hasta 1 mm. Cada equipo de molienda fina (< 270 mallas) y molienda ultra fina (< 635 mallas) aceptan un tamaño de alimentación específico y son utilizados para ciertas tareas de molienda. (Giblett ,2019). En la Tabla 3.7-1 se resumen las características de los equipos de molienda fina y ultra fina.

**Tabla 3. 7-1**

Características de los molinos de agitación.

Molinos de agitación utilizados en el procesamiento de minerales						
Equipo		Vertimill/ToweMill	Molinos de medios fluidizados (SMD)	IsaMill	HIG MILL	VXP MILL
Características	Orientación	Vertical	Vertical	Horizontal	Vertical	Vertical
	Impulsor	Agitador de tornillo	Bastidores	Discos	Discos	Discos
	Velocidad	Baja	Media	Alta	Medio	Medio
% de Sólidos		30 - 50	10 - 30	10 - 30	8 - 12	10 - 12
Velocidad del impulsor (m/s)		<3	3 - 8	19 - 23	8 - 12	10 - 12
Consumo de energía (kW/m <sup>3</sup> )		20 - 40	50 - 100	300 - 1000	100 - 300	240 - 765
Producto (micras)		20	< 10	< 10	< 10	< 10
Tamaño del medio de molienda (mm)		12 - 38	1 - 8	1 - 3	1 - 6	1.5 - 3

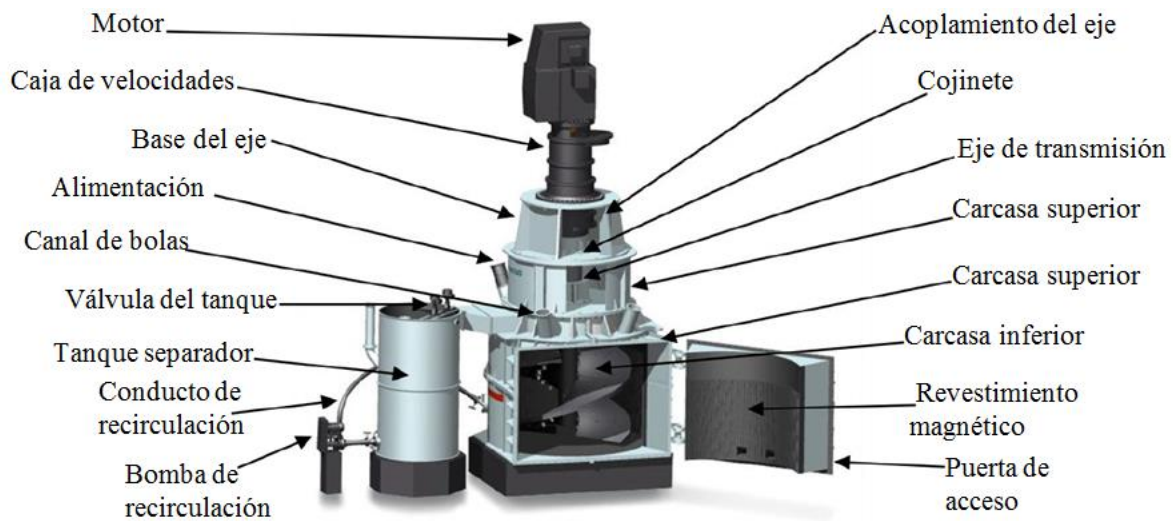
Adaptado de Wills y Finch (2016).

De acuerdo con FLSmidth VXP Mill (2011) el consumo de energía en la molienda fina aumenta a medida que el producto deseado sea más fino. La eficiencia de la molienda fina depende de las mejoras en los equipos de molienda y el desarrollo de mejores prácticas. La aplicación de los equipos de molienda varía de acuerdo a la operación que se espera realiza con este equipo.

La optimización de un molino de agitación respecto a su consumo de energía depende de un conjunto de parámetros como lo son la velocidad del molino, el tamaño del medio de molienda, la carga del molino, densidad de la pulpa, flujo de alimentación de la pulpa, reología de la pulpa y características de la alimentación. Estas variables se pueden agrupar en dos grupos estos son:

- **Variables de configuración.** Son aquellas que pueden modificarse físicamente en el molino como lo son la velocidad del molino, tamaño de medios, carga del medio y densidad del medio de molienda. La velocidad del molino determina la intensidad de los impactos en la cámara de molienda.
- **Variables del proceso.** Son aquellas que no pueden modificarse debido a que son propias de la alimentación y condiciones del proceso como lo son las características de la alimentación, flujo de la alimentación, porcentaje de sólidos, densidad de la pulpa y reología de la pulpa.

**TowerMill.** Antes denominado Vertimill fue introducido en el mercado en el año de 1953, utilizado como una tecnología de molienda fina, en la Figura 3.7-7 se muestra un esquema de este equipo. Es un equipo de baja velocidad que no fluidiza la carga de molienda, las condiciones de operación de los TowerMill son similares a las de un molino de bolas. La alimentación debe de tener un 65 % a 75 % de sólidos en peso.



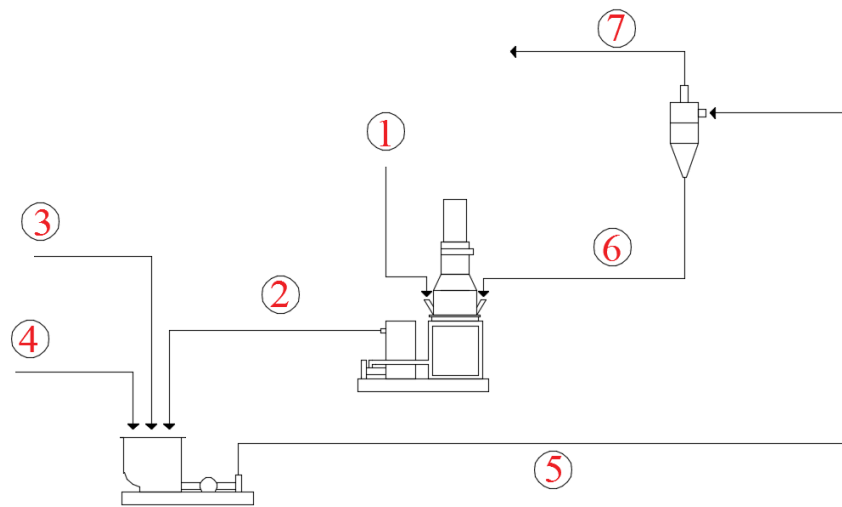
**Figura 3. 7-7** Componentes principales de TowerMill. Adaptado de Ntsele y Allen (2012).

El equipo TowerMill consta de una carcasa cilíndrica que se coloca verticalmente, el interior del molino está protegido por revestimientos magnéticos los cuales atraen y sostienen los medios de molienda en la cámara. En el centro de este cilindro estacionario hay un eje transmisión en el cual se monta un agitador en forma de tornillo.

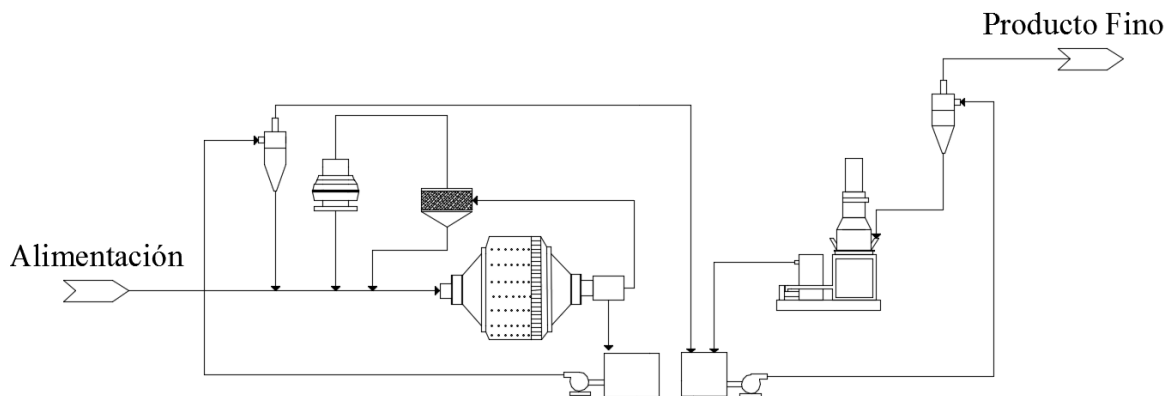
El molino está parcialmente lleno con bolas de acero hasta de 1.5 pulgadas de diámetro. Durante la operación las aspas giran por el eje a una velocidad de 25 a 30 rpm mezclando las bolas y la pulpa.

La alimentación de la pulpa se da en la parte superior, a medida que las partículas de alimentación avanzan por el molino y se mezclan con los medios de molienda. Para la obtención de finos las bolas deben de ser hasta siete veces mayor al diámetro de las partículas de alimentación. La reducción del tamaño se da por desgaste y abrasión a medida que se alimenta, las partículas finalmente molidas se transportan mediante una bomba que controla la velocidad ascendente dentro del molino, las partículas que ascienden se desbordan al tanque de separación que derrama el producto a un sumidero donde se bombea el producto a un clasificador. El sistema TowerMill opera siempre en circuito cerrado con un hidrociclón como se muestra en la Figura 3.7-8 y en la Figura 3.7-9 se muestra un circuito de molienda con una etapa de molienda fina propuesta por Ntsele y Allen (2012) típica de un molino AG En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 Molinos](#) se muestra las características de estos equipos de los proveedores CITIC ([Material 7](#)) y Metso Minerals ([Material 8](#)).





**Figura 3. 7-8** Circuito de un TowerMill. **Leyendas :** (1) Alimentación de las bolas, (2) Descarga del molino, (3) Descarga del circuito de molienda, (4) Agua del sumidero, (5) Alimentación de hidrociclón secundario, (6) Descarga del molino secundario y (7) Producto fino (Derrame del hidrociclón). Adaptado de Ntsele y Allen (2012).



**Figura 3. 7-9** Circuito AG incorporando un TowerMill para obtener un producto fino. Adaptado de Ntsele y Allen (2012).

Un TowerMill es capaz de moler partículas de un tamaño de alimentación de  $100 \mu\text{m}$  llegando a un producto hasta de  $15 \mu\text{m}$ . Normalmente se utilizan en la molienda para los procesos de concentración por flotación. Giblett (2019) menciona que las moliendas más finas obtenidas por los TowerMill en pruebas piloto han sido de  $12 \mu\text{m}$ . El ahorro de energía en relación con los molinos de bolas convencionales en la aplicación de molienda fina puede superar el 35 %. Además, se presenta un ahorro de medios de molienda del 30 % hasta el 50 %. Ante esto la eficiencia de un TowerMill es mayor que la de un molino de bolas cuando se trata de la obtención de un producto fino. De acuerdo con Davey (2006) el desgaste de los revestimientos es progresivo llegando a tener una vida útil hasta de 8 años.

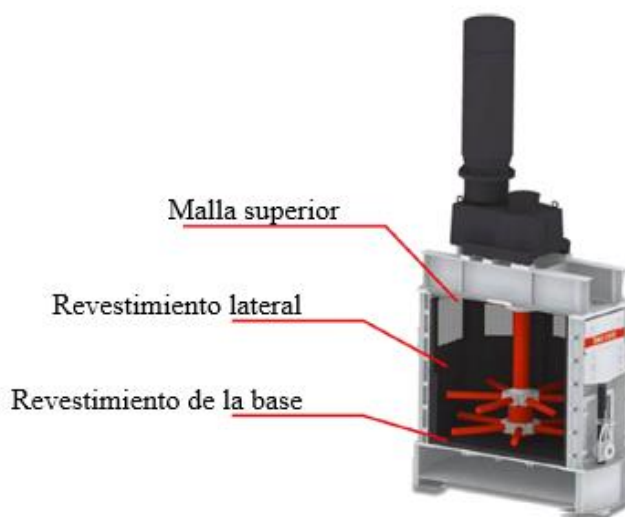
Actualmente estos equipos son desarrollados por Metso Minerals, el cual establece que el funcionamiento de estos equipos es mediante un circuito cerrado y se alimenta del producto grueso descargado por el ápex del hidrociclón de la etapa previa de molienda. El motor hace que el tornillo del TowerMill gire a una velocidad constante para agitar los medios de molienda y las partículas en suspensión. A medida que las partículas se reducen éstas se elevan a la parte superior del molino y desbordan en el tanque de separación. El producto del molino sale del tanque a través de un tubo auxiliar que lleva al sumidero para ser bombeado al hidrociclón donde se realizará la clasificación de partículas gruesas y finas, las partículas gruesas son recirculadas al molino cerrando el circuito y las partículas finas se envían a la siguiente etapa del proceso. El TowerMill cuenta con una bomba que lleva las partículas finas a la superficie evitando una molienda excesiva y reduciendo la carga circulante del hidrociclón.

Metso Minerals (Stirred Milling) menciona que el tamaño del producto está en función de la potencia que aplica el molino, el caudal y la densidad de la pulpa. Por lo tanto, recomienda para una operación eficiente que estos parámetros sean monitoreados para obtener el producto deseado. Las variables de operación de estos equipos son:

- **Potencia del motor:** La potencia consumida por el motor del TowerMill está en función de la velocidad del eje de molienda a partir de pruebas de laboratorio. El consumo de energía también depende del desgaste de los medios de molienda, a medida que el desgaste de los medios avanza resulta fácil que las partículas sean levantadas por la agitación dando como resultado que el consumo de energía disminuya. Es importante mantener constante el consumo de energía para lograr el producto deseado, conjuntamente con esta acción se debe de procurar mantener el nivel de los medios de molienda y el consumo de energía.
- **Caudal de la alimentación:** Este parámetro en conjunto con la densidad de la pulpa y la potencia del motor se utilizan para establecer la velocidad de molienda (kW.h/ tonelada métrica).
- **Densidad de la alimentación:** Es importante tomar una muestra de la descarga del ápex del hidrociclón para conocer la densidad de la pulpa y el porcentaje de sólidos.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 9](#) se muestran las características y dimensiones de las unidades TowerMill y SMD.

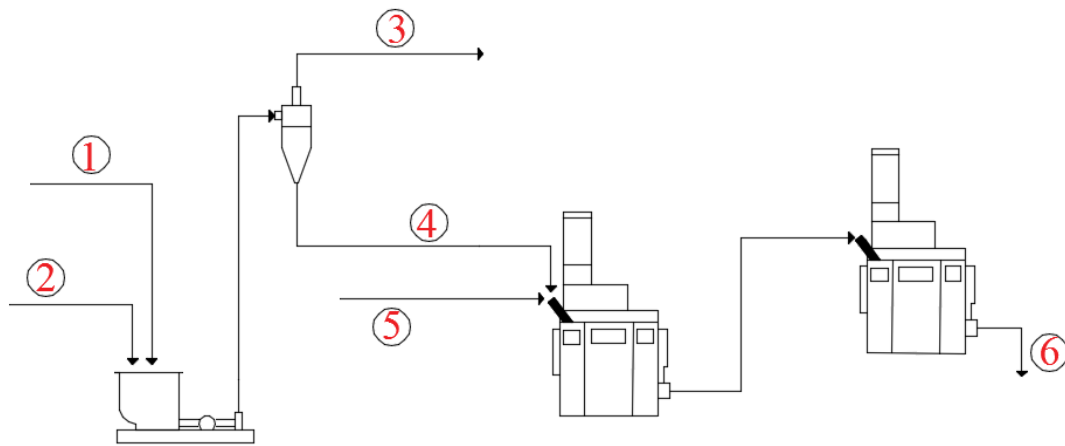
**Molino de medios fluidizados (SMD).** Este equipo utiliza un eje vertical equipado con bastidores para agitar la carga del molino dentro de una carcasa ortogonal. La velocidad del agitador es demasiado alta para fluidizar los medios, en la parte superior del equipo se ajusta una malla de poliuretano, por lo regular la abertura de la malla es de  $300\ \mu\text{m}$  con el objetivo de retener los medios de molienda (ver Figura 3.7-10). El tamaño de alimentación es de  $100\ \mu\text{m}$  a  $15\ \mu\text{m}$  y son capaces de producir un producto de  $6$  hasta  $2\ \mu\text{m}$ .



**Figura 3.7-10** Construcción de un molino SMD. Adaptado de Wills y Finch (2016).

La velocidad de agitación del equipo y los medios de molienda utilizados permiten la fluidización de la carga; Davey (2006) indica que la correcta operación de los equipos SMD se logra con una pulpa con un porcentaje de sólidos entre el 30 % y 60 %, sin embargo, la máxima eficiencia se logra entre el 50 % y 55 %. La pulpa y los medios de molienda se cargan por la parte superior a través de un tubo auxiliar que descarga en la cámara. Los medios de molienda son esferas de cerámica o arena silíceas con un rango de tamaños de 1 mm a 6 mm, la selección del tamaño de las bolas depende del tamaño de la alimentación y el tamaño del producto deseado, bajo esta consideración Ntsele y Allen (2012) mencionan que la aplicación de medios de molienda de 3 mm a 2 mm permite la obtención de un producto menor a  $20\ \mu\text{m}$ . Para productos mayores a  $10\ \mu\text{m}$  se deben de emplear medios más finos, es decir de 2 - 1 mm ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 9](#)).

La pulpa de alimentación entra a través de un conducto, el cual se encuentra en la parte superior de la cubierta y descarga en la cámara del molino. Se cuenta con un sistema de adición automática de los medios de molienda a través del tubo de alimentación. Cuando las partículas alcanzan el tamaño deseado derraman por la parte superior de la carcasa y se recolectan en un estanque externo, para ser bombeados o fluyan por gravedad al siguiente proceso. El tamaño del producto se rige por el rendimiento y cantidad de medios en el molino, en algunas ocasiones se pueden organizar múltiples SMD en paralelo o en serie según los requisitos del circuito con el objetivo de obtener la granulometría correcta en el producto. Las unidades SMD se pueden configurar para operar en circuito abierto o cerrado, normalmente en las unidades se emplean en circuito cerrado utilizando hidrociclones para cumplir con la densidad de la alimentación. En la Figura 3.7-11 se muestra un circuito típico de las unidades SMD operando en circuito abierto.



**Figura 3. 7-11** Circuito abierto de los equipos SMD. **Leyendas:** (1) Producto de la etapa anterior (Descarga de un molino de bolas o descarga de un TowerMill), (2) Sumidero, (3) Derrame del hidrociclón (Finos), (4) Descarga del hidrociclón (Gruesos), (5) Alimentación de medios y agua, (6) Producto de los molinos SMD. Adaptado de Ntsele y Allen (2012).

Las variables de operación para una operación efectiva de los equipos SDM son:

**Caudal de la alimentación:** Es una variable importante para establecer la velocidad de molienda. El flujo de la pulpa debe ser lo más constante que la operación nos permita, para esto es importante que la pulpa se alimente desde un tanque espesador o un hidrociclón lo cual permitirá regular el flujo y tener una densidad adecuada.

**Densidad de alimentación:** La densidad de la pulpa se debe de encontrar dentro de un rango entre el 30 % y el 60 % de sólidos para permitir que el equipo opere de manera adecuada.

**Potencia del motor:** Al igual que en el equipo TowerMill, la potencia del motor tiene una relación directa con la carga de los medios de molienda. Conforme los medios de molienda se desgastan estos pueden salir por la malla del molino reduciendo la carga y llevando a una disminución del consumo de energía. Por lo tanto, se debe de garantizar una carga de los medios de molienda constante.

**Medios de molienda:** La selección del medio de molienda debe de estar en función de los requisitos del proceso de tal forma que le permita desempeñarse de manera eficiente y den una vida útil al revestimiento del molino. El costo de los medios de molienda debe de permitir que el equipo opere de manera económica.

**IsaMill.** Es un molino de agitación horizontal que consta de ocho discos que giran alrededor de un eje el cual opera gracias a un motor, estos equipos utilizan medios de molienda de cerámica. El tamaño de los medios de molienda va de un ¼ de pulgada a 1 mm, estos equipos aceptan una alimentación hasta de 350  $\mu\text{m}$  otorgando un producto hasta de 10  $\mu\text{m}$ .

El principio básico de este equipo es el de fluidizar la carga y los medios de molienda cerámicos. Los medios y las partículas son agitados mediante una serie de discos montados sobre un eje, estos discos giran haciendo que la carga del molino se agite. La pulpa se alimenta por un extremo en cuanto los discos giran, la pulpa viaja entre los discos llegando al extremo opuesto donde se descarga, durante el trayecto las partículas sólidas de la pulpa son impactadas por los medios de molienda, ver Figura 3.7-12. Debido al tamaño de los medios de molienda en comparación con los TowerMill se tiene un mayor número de bolas por volumen de la unidad, de acuerdo con Anderson y Burford (2006) se tienen 90 veces más medios que un TowerMill, esto da como resultado una alta probabilidad de impacto entre partículas y medios otorgando un porcentaje de finos más alto.

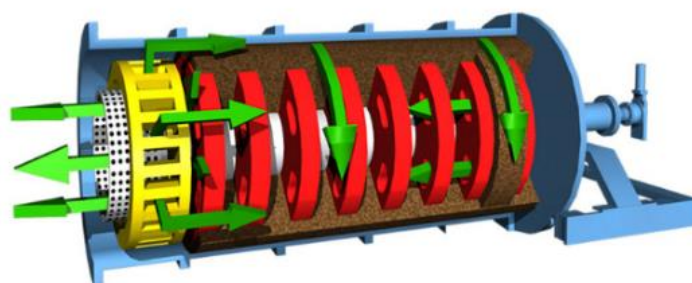
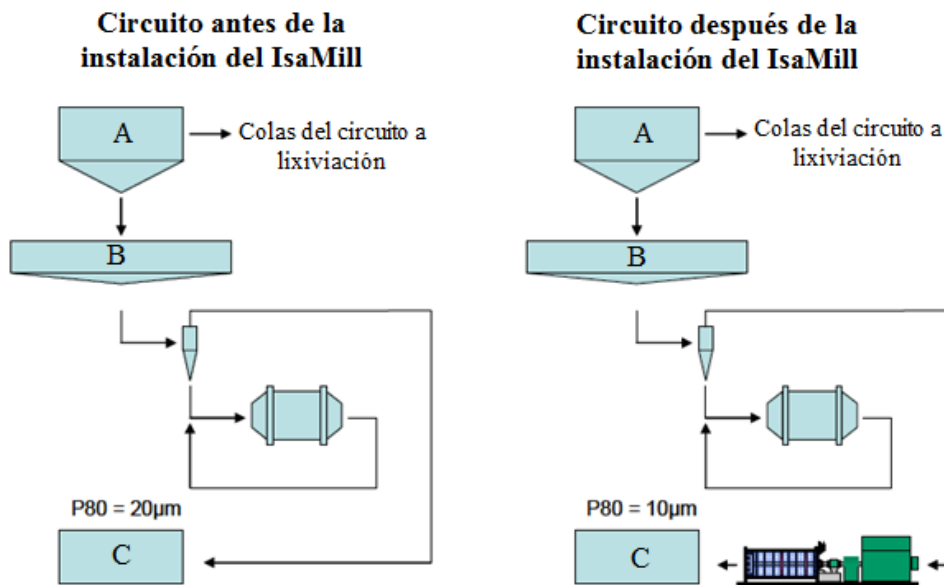


Figura 3. 7-12 Mecanismo de molienda de un IsaMill. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

En el lado de descarga se tiene una malla para evitar que los medios de molienda salgan del molino, en el extremo de descarga se emplea un flujo de retorno que mantiene las partículas de mineral en el molino hasta que cumplan con el tamaño deseado. La molienda se realiza mediante la compresión y abrasión de las partículas cuando entra en contacto con los medios pequeños que circulan a gran velocidad de 21 - 23 m/s.

Con el sistema de retorno del IsaMill se puede omitir el uso de un equipo de clasificación adicional al circuito de molienda fina. En algunas ocasiones es necesario un hidrociclón o un tanque espesador para obtener una densidad de la pulpa adecuada para la alimentación al molino. Estos equipos son utilizados en etapas secundarias y terciarias de molienda para minerales de oro y platino cuando se requiere una molienda fina o ultra fina.

Anderson y Burford (2006) mencionan que en la Mina de oro de Kumtor en la República de Kirguisa (Kirguistán) en Asia Central; se implementó un molino IsaMill en el circuito de Kumtor que consta de una etapa de trituración convencional, seguido por un molino SAG y una molienda secundaria empleando molinos de bolas, el producto de la molienda se envía a flotación y el producto del circuito de flotación se espesa y se envía a una etapa de remolienda en un molino de bolas antes de llevarse a una lixiviación con carbón activado (CIL). La aplicación del IsaMill permitió una mayor recuperación de oro en piritas auríferas a partir de una molienda fina antes de llevarse al proceso CIL. Antes de la instalación de una unidad de molienda fina el molino de bolas cargado con bolas de 25 mm otorgaba un  $P_{80}$  de 20  $\mu\text{m}$ , después de tratar la descarga del molino de bolas con un IsaMill se obtuvo un  $P_{80}$  en el circuito de molienda de 10  $\mu\text{m}$  (Figura 3.7-13).



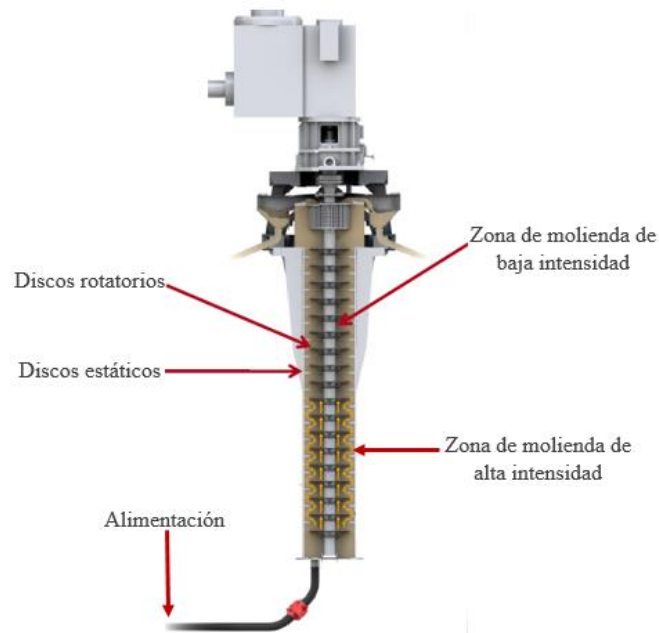
**Figura 3. 7-13** Circuito de la mina Kumtor donde se instaló el equipo IsaMill Leyendas (A) Circuito de flotación, (B) Circuito de limpieza y (C) Circuito CIL. Adaptado de Anderson y Burford (2016).

La aplicación del IsaMill representó para la planta un aumento en las toneladas tratadas por hora pasando de 65 a 72 t. El consumo de energía fue de 23 kW.h/t en cuanto a los resultados metalúrgicos indicaron un aumento en la recuperación hasta de 20,000 onzas de oro al año. (Anderson y Burford, 2006, pp. 19.) (Material Digital: Carpeta 2. – Carpeta 2.9 Molinos – Material 21).

En el Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 10 referente a la unidad IsaMill se muestran las características y dimensiones de estos equipos.

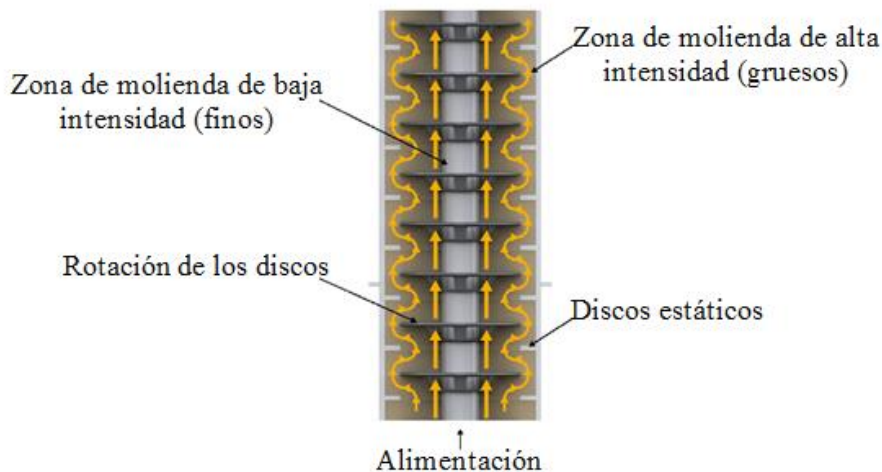
**Molino de alta intensidad (HIG MILL).** Este equipo consta de una carcasa estacionaria en sentido vertical y un eje de transmisión equipado con una serie de discos de molienda en promedio de 15 a 20 discos y en algunos casos han llegado a 30 discos, este equipo fue patentado por Outotec y permite obtener un  $P_{80} \geq 1 \mu m$ . La cámara de molienda se llena con medios de molienda entre un 60 % y 70 % de su volumen, por lo regular son bolas cerámicas o de acero. La molienda se lleva a cabo por el desgaste entre la carga y los medios de molienda cuando estos son agitados. La pulpa de alimentación debe ser clasificada por un hidrociclón en la parte superior para tener la eficiencia correcta. El producto grueso del hidrociclón se bombea a la parte inferior del molino de tal forma que la pulpa fluye hacia la parte superior a través de cada disco de molienda en la Figura 3.7-14 se muestra este principio.

Debido a la disposición vertical, su longitud y lo estrecho de la carcasa del molino; los medios de molienda se distribuyen de manera uniforme y permanecen en contacto con el mineral constantemente, aumentando la eficiencia de molienda. Los volúmenes de la cámara varían de 400 a 27,500 litros con un consumo de energía que va de 132 a 500 kW.



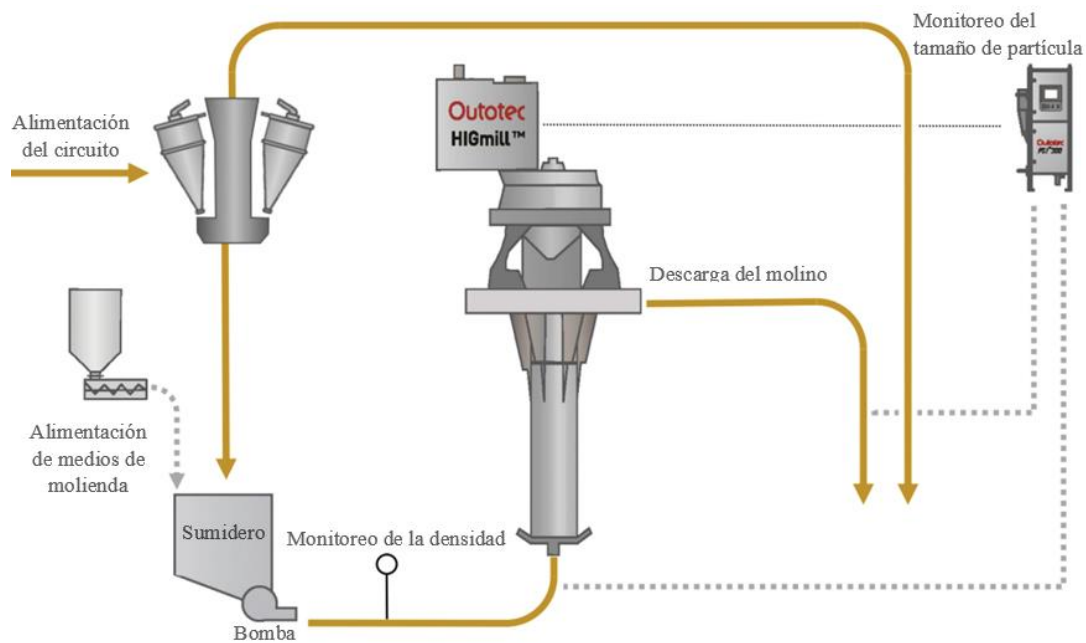
**Figura 3. 7-14** Componentes de un HIGmill. Adaptado de Outotec HIGmill (2015).

El producto se derrama en la parte superior debido a la fuerza centrífuga generada por los discos y es recolectada por un recipiente en el exterior. Nielsen et. al (2016) mencionan que en cada etapa de molienda (rotor y disco) la fuerza centrífuga mantiene a las partículas gruesas en la cámara de cada disco y las partículas finas pasan a través de los puertos centrales de los discos y el rotor como se muestra en la Figura 3.7-15.



**Figura 3. 7-15** Acción de molienda de un HIGmill. Adaptado de Outotec HIGmill (2015).

Nielsen et al. (2016) indican que el funcionamiento de la unidad HIGmill tiene una clasificación interna, lo cual permite que generalmente se instale en circuito abierto con un hidrociclón en la alimentación para mantener la densidad de la pulpa. El producto del HIGmill se combina con el derrame del hidrociclón de la etapa de molienda para ser bombeados a la siguiente etapa del proceso, en la Figura 3.7-16 se muestra el circuito típico de un HIGmill empleado en la mina Kevitsa localizada en Finlandia.



**Figura 3. 7-16** Circuito básico de un HIGmill. Adaptado de Outotec HIGmill (2015).

Estos equipos tienen dos configuraciones del producto: Estándar (ST) y alta eficiencia (HE), la configuración estándar tiene un rango de alimentación menor a 100  $\mu\text{m}$  otorgando un producto menor a 40  $\mu\text{m}$ . La configuración de alta eficiencia otorga un producto fino o ultra fino esto depende de volumen de molienda, la velocidad del eje, longitud de la carcasa y el tamaño de las bolas que van de 1 - 3 mm para una molienda fina y de 3 – 6 mm para una molienda gruesa. La principal aplicación de estos equipos es en la molienda para la concentración de menas por flotación o concentración magnética. (Outotec HIGmill, 2015).

Nielsen et. al (2016) mencionan que en la parte superior del molino los medios de molienda son retenidos por gravedad, sin embargo, en algunas ocasiones se instala un clasificador en la parte superior del eje del rotor para asegurar que los medios no se han expulsados. La gravedad de los medios proporciona que aumenta la presión sobre la pulpa, esto lleva a que la reducción de tamaño se de en mayor porcentaje en la parte inferior de la cámara debido a la presión de los medios sobre la pulpa. De acuerdo Outotec HIGmill (2015) el consumo de energía es proporcional al volumen de llenado del equipo, el tamaño de alimentación, velocidad de rotación de los discos y el tamaño de los medios de molienda el cual depende del  $F_{80}$ .

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 11](#) referente a la unidad HIGMill se muestran las características y dimensiones de estos equipos.



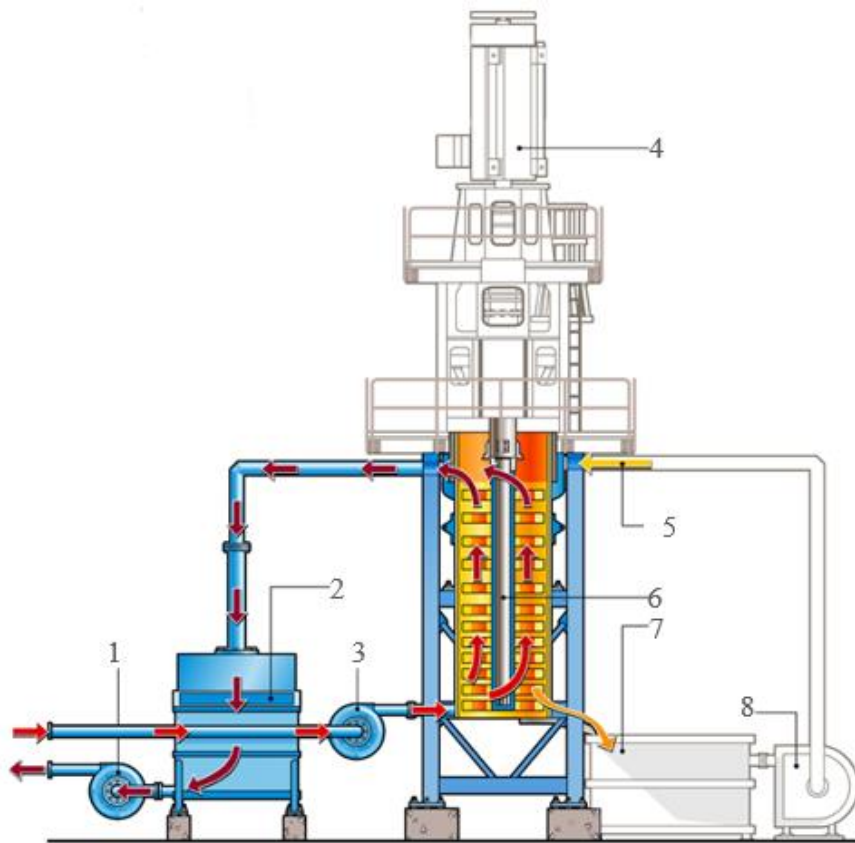
**VXPmill.** Giblett (2019) describe a este equipo como un molino de agitación vertical el cual se encuentra abierto a la atmósfera, el diseño de este equipo ingresa la pulpa por la parte inferior del molino que viaja hacia la parte superior de la cámara de molienda donde se cuenta con una serie de discos de poliuretano que agitan el medio para realizar la reducción del tamaño por desgaste (fricción). La velocidad de los discos es variable, lo cual permite que el molino opere en un amplio rango de velocidades. La descarga de las partículas finas se da en la parte superior donde se cuenta con un enmallado que retiene los medios de molienda y permite que el producto con el tamaño deseado se dirija a un tanque de almacenamiento.

Este equipo tiene las características que permite cambios en la distribución de tamaños y en la energía; cambiando el número y espacio entre los discos durante la operación, ver Figura 3.7-17. Además, están diseñados para operar a velocidades entre 10 y 12 metros, lo cual le permite operar con medios de molienda muy densos. Estos equipos están diseñados para operaciones donde se requiere una molienda ultra fina.



**Figura 3. 7-17** Vista de un equipo VXPmill. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

De acuerdo a Giblett (2019), los molinos VXP utilizan medios de molienda cerámicos, la carga y dimensionamiento de estos depende de las características de la alimentación y el tamaño deseado de la descarga por lo regular el rango de tamaños empleados va de 1.5 a 12 mm con cargas que van del 50 % al 65 % del volumen de la cámara. Estos molinos se utilizan para el tratamiento de los jales de procesos de concentración por flotación para la recuperación de valores de metales preciosos. El tamaño de alimentación de estos equipos tiene un rango de 2 a 4 mm (5 - 10 mallas) otorgando un tamaño en el producto que va desde 50  $\mu\text{m}$  (270 mallas) hasta 10  $\mu\text{m}$  (1,250 mallas). En la Figura 3.7-18 se muestra un esquema del funcionamiento de un VXP mill.



**Figura 3. 7-18** Mecanismo de molienda de un VXPmill. **Leyendas** (1) Producto, (2) Criba interna, (3) Alimentación, (4) Motor y eje de transmisión, (5) Alimentación del medio de molienda, (6) Cámara del molino, (7) Vaciado de los medios de molienda y (8) Bomba peristáltica para la carga de los medios de molienda. Tomado de FLSmidth VXPmill (2014).

De acuerdo con FLSmidth VXPmill (2011) el diseño de equipo permite a los operadores vaciar y drenar rápidamente a los medios de molienda de la cámara a un tanque para el mantenimiento o cambios de los discos. En el momento en el que se redactó este documento no se cuenta con mayores características del molino VXP y no se tienen datos de la aplicación de este equipo en alguna planta por lo cual se recomienda consultar a la compañía FLSmidth para mayor información sobre su eficiencia. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 12](#) se muestran las características y dimensiones de estos equipos.

**Molinos de compresión.** En estos equipos se emplean superficies abrasivas o rodillos para moler las partículas bajo fuerzas de compresión sin la necesidad del uso de medios de molienda. Los molinos de rodillo verticales (VRM), las unidades HPGR y Horomill son equipos utilizados para el procesamiento de minerales industriales para generar un producto final.

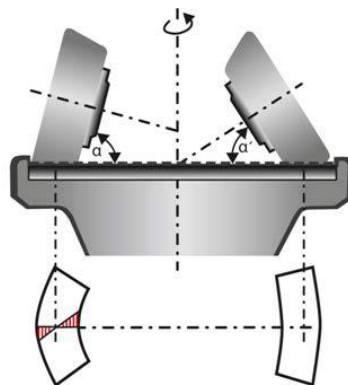
Se utilizan ampliamente para la molienda en seco de las calizas, clinker, escorias y diversos minerales industriales. De acuerdo a Giblett (2019) se ha demostrado un considerable ahorro de energía utilizando los molinos de rodillo verticales, unidades HPGR y Horomill en comparación con la molienda Bond, además de la obtención de altas relaciones de trituración permite que estos equipos se han utilizados en múltiples etapas de trituración reemplazando a los equipos de trituración convencionales.

Para la aplicación de estos equipos de molienda a compresión es importante conocer las características abrasivas del material a triturar los cuales debe ser bajos para garantizar una vida útil de los elementos de desgaste, esta restricción limita la aplicación de estos equipos en los circuitos de trituración y molienda. Tomando en cuenta lo anterior, los equipos de molienda en seco se adaptan a operaciones donde los minerales tienen un bajo contenido de humedad, una abrasividad baja y las etapas subsiguientes a la reducción de tamaño se requieren un producto seco.

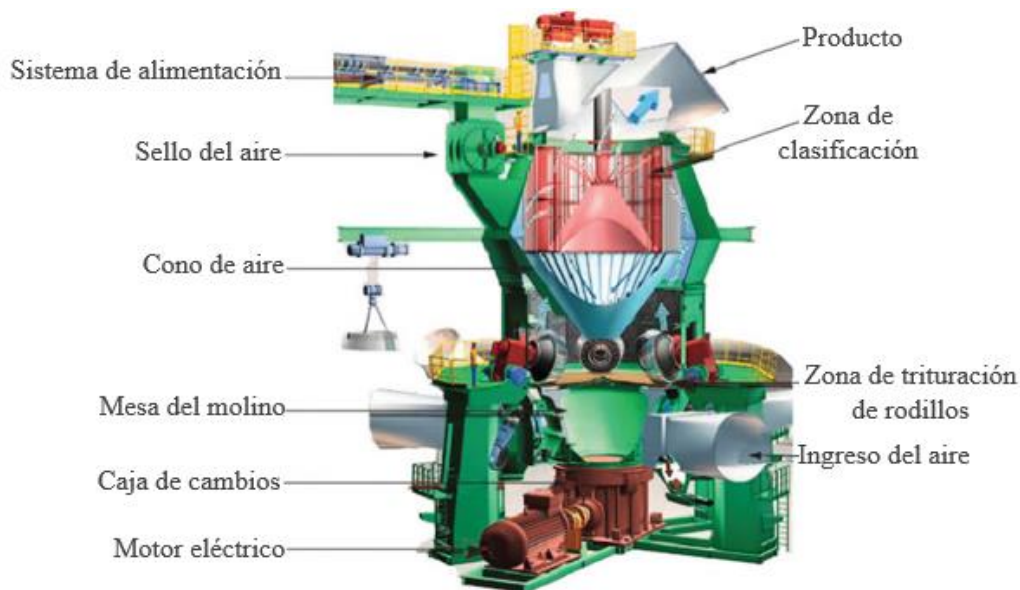
De acuerdo a Corfonnier (1994) el proceso de molienda por compresión se lleva a cabo mediante un consumo de energía más bajos que los obtenidos en un molino de bolas que opera en seco. La relación entre la energía requerida por el molino de bolas y los molinos a compresión con la misma finura varían entre 1.4 y 1.8 para la industria del cemento. En los molinos a compresión la carga circulante no es están grande como en los molinos de bolas, la cual aumenta conforme a la finura del producto. Un aumento de la carga circulante modifica la curva de granulométrica del producto de manera notable.

Estos molinos de compresión son empleados en los circuitos de molienda seca en conjunto con molinos SAG, molinos de bolas, trituradoras de rodillos y unidades HPGR, VSI y HSI. Regularmente estos circuitos son empleados en la industria del cemento, agregados pétreos y algunos minerales industriales cuando se requiere una gran finura. Giblett y Putland (2019) mencionan que otras aplicaciones de la molienda en seco son en la reducción de tamaño de mineral de oro refractario antes de su oxidación en un proceso de tostación como en el proyecto y en beneficio de lateritas de níquel. La aplicación de equipos en la molienda en seco es limitada debido a que la mayoría de los circuitos de molienda son aplicados para el procesamiento de menas metálicas. De forma contraria a lo que se podría esperar; la molienda en seco resulta un desafío debido a la competencia y abrasividad de los materiales (Giblett y Putland, 2019, p. 491).

**Molinos de rodillos verticales (VRM).** Giblett (2019) indica que la molienda se produce por la fuerza de compresión aplicada a un lecho de partículas por unos rodillos fijos sobre una mesa horizontal giratoria generando fuerzas de cizalla que permite la reducción de tamaño. Según al trabajo a realizar por el proceso de molienda y la capacidad requerida por el circuito, las unidades VRM (Loesche Vertical Roller Mills) pueden equiparse con dos, tres, cuatro, cinco o seis rodillos de molienda, dichos rodillos se inclinan un ángulo de  $15^\circ$  respecto a la horizontal hacia el centro de la mesa lo que permite una mayor superficie de contacto de los rodillos con las partículas. En la Figura 3.7-19 se muestra el principio de molienda y en la Figura 3.7-20 se muestra una unidad VRM de tres rodillos de la compañía Loesche.



**Figura 3. 7-19** Principio de molienda de un equipo VRM. Tomado de Carsten et al. (2012).

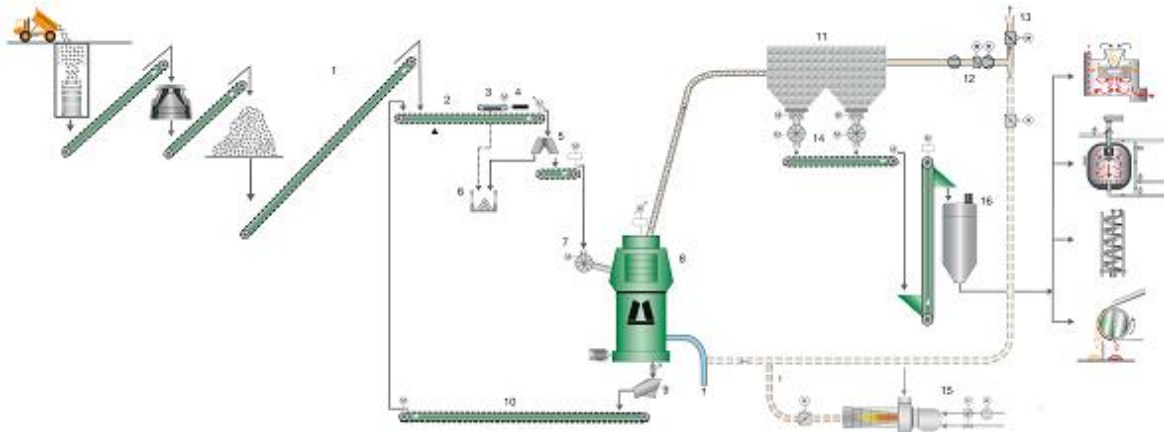


**Figura 3. 7-20** Componentes de un equipo VRM. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

El material que es molido fluye hacia el borde de la mesa, donde un flujo de aire ascendente lleva al material más fino a un sistema de clasificación permitiendo que las partículas gruesas vuelvan a la mesa de molienda. El sistema de clasificación del producto parte del material del borde de la mesa el cual se transporta desde el molino por un flujo ascendente hasta una casa de sacos o un ciclón. Las partículas que no cumplen con el tamaño son recirculadas mediante un contra flujo de gas o mediante bandas o un elevador de canaletas. El porcentaje de gruesos recolectados se ingresan a la mesa de molienda se ingresan mediante un chute interno. En estos equipos se emplean aire caliente el cual se emplea para promover el secado de las partículas dentro de la cámara de molienda. Todo el circuito de clasificación del molino se mantiene bajo una presión negativa producida por un ventilador que extrae en aire caliente del molino y del proceso de clasificación.

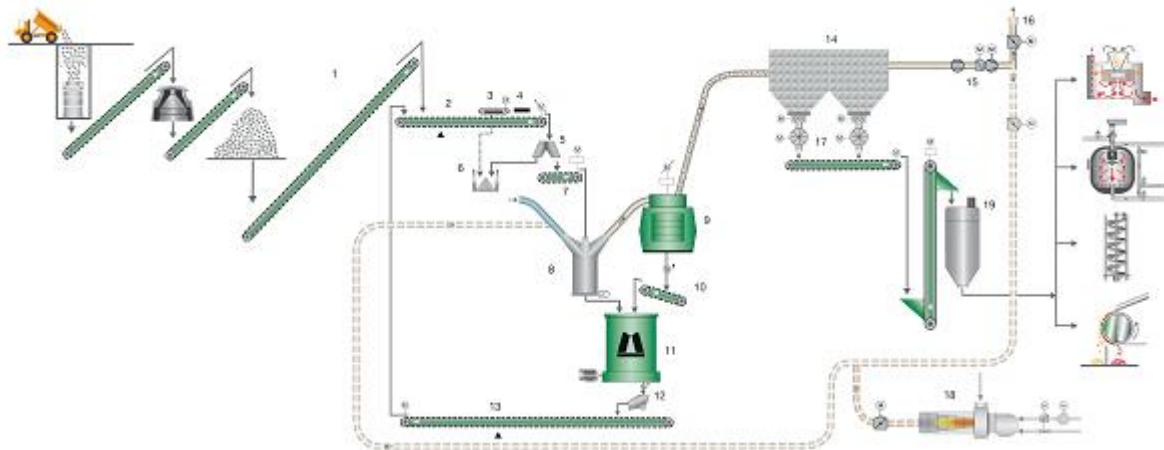
Actualmente las unidades VRM se caracterizan por una relación de trituración muy alta. Los molinos de grandes dimensiones aceptan una alimentación hasta de 6 pulgadas. Los molinos de menor tamaño pueden alimentar con un tamaño de 3 ½ pulgadas. El producto puede variar entre 600  $\mu\text{m}$  (30 mallas) a 30  $\mu\text{m}$  (450 mallas). La compañía Loesche es el principal fabricante, el cual ofrece una amplia variedad de tamaños para diferentes aplicaciones, la potencia de estos equipos puede alcanzar 17,400 HP y capacidades superiores a 2,000 t/h. Estos equipos son empleados en la industria del cemento y en la reducción de tamaño de minerales industriales.

Carsten et. al (2012) indica que la operación de estos equipos se puede clasificar en dos categorías en primer lugar la clasificación interna donde se utiliza el flujo de aire. Como se mencionó anteriormente el material se alimenta a la cámara y los finos en conjunto con el material grueso se suspenden en la cámara pasando de la mesa de los rodillos a los clasificadores gracias a su elevación neumática. La aplicación de un clasificador dinámico de alta eficiencia tipo paletas permite una clasificación más eficaz de tal forma que los gruesos se seguían por un chute al centro de la mesa para su molienda como una carga circulante, en la Figura 3.7-21 se muestra un circuito empleando esta clasificación.



**Figura 3. 7-21** Circuito Loesche clasificación neumática. Tomado de Carsten et al. (2012).

La segunda categoría emplea una clasificación externa el material alimentado a la mesa de molienda cae al flujo de recirculación, esta corriente transporta mecánicamente a un clasificador de aire externo de dos etapas. La primera etapa consiste en un clasificador estático que permite clasificar las partículas gruesas regresándolas a la cámara, las partículas finas ingresan a un clasificador dinámico para la clasificación final donde se eliminan polvos, ver Figura 3.7-22.

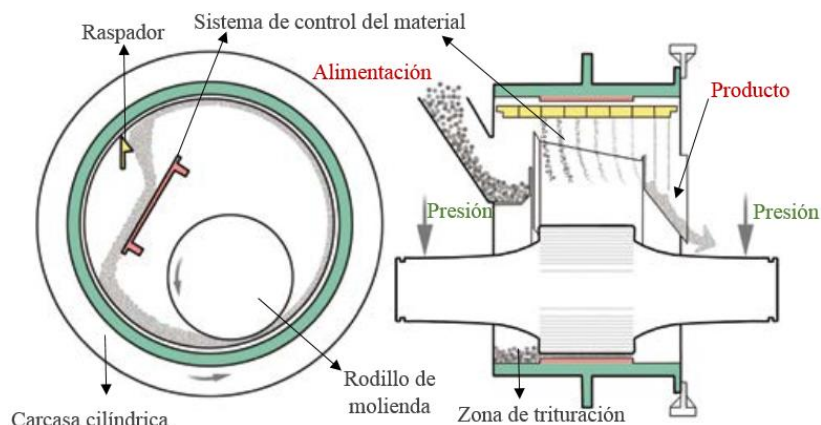


**Figura 3. 7-22** Circuito Loesche clasificación mecánica. Tomado de Carsten et al. (2012).

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 13](#) se muestran las características y dimensiones de estos equipos. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 24](#) como apoyo a la comprensión de la aplicabilidad de las Unidades VRM encuentra el artículo “Latest installations and developments of VRM in the ore industry”

**HOROMILL.** Es un molino patentado por Fives FCB en el año 1993 su principal aplicación se encuentra en la industria del cemento. En México este equipo se encuentra en operación para Cementos Moctezuma donde más del 80 % del cemento y la materia prima se muelen usando el molino FCB HOROMILL (Buzzi y Battista, 2019).

El proceso de molienda se da por compresión, este equipo cuenta con un rodillo fijo que presiona de manera hidráulica una carcasa cilíndrica a alta presión para moler clínker, escorias y las materias primas para la fabricación de cemento (Figura 3.7-23). Los materiales a triturar deben de tener una abrasividad baja y un contenido de humedad bajo.



**Figura 3. 7-23** Mecanismo de molienda de un equipo Horomill. Fives group. Adaptado de “FCB Horomill” (2015).

La carcasa del molino es accionada por un motor y un piñón permitiendo que este elemento rote. La fuerza de molienda se transmite al rodillo mediante cilindros hidráulicos. Dentro de la cámara de molienda se proporcionan elementos para controlar la circulación del material.

El material avanza regularmente en el molino gracias a los efectos combinados de la fuerza centrífuga y los elementos del control de circulación, lo cual permite que el material pase varias veces entre el rodillo y la carcasa para ser molido. La molienda se logra en varias pasadas llevando a cabo una trituración a compresión.

Cordonnier et. al (1995) mencionan que el proceso que llevan a cabo los HOROMILL se dividen en cuatro zonas las cuales permiten la reducción de tamaño, estas zonas son:

- 1) Zona de centrifugado (alimentación).
- 2) Zona de compresión múltiple (rodillo de molienda).
- 3) Zona de control del flujo de material (parilla de clasificación).
- 4) Zona de extracción (salida del material).

La geometría cóncava y convexa de las superficies de molienda (rodillo y carcasa) da como resultado un ángulo de compresión dos o tres veces más altos que las unidades de rodillos a presión. Para dar un comparativa Corfonnier A. (1994) indica que las unidades de rodillos a presión alcanzan un ángulo de compresión de  $6^\circ$ , los molinos de rodillos verticales  $12^\circ$  y los molinos HOROMILL operan con ángulos hasta de  $18^\circ$  lo que se traduce como una mayor fuerza actuante sobre las partículas. Una condicionante en la operación de los equipos HOROMILL es que la alimentación de ser constante, para garantizar un compresión máxima y estable del material que pasa entre el rodillo y la carcasa.) (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 25).

Las unidades HOROMILL pueden operar a capacidades desde 55 toneladas métricas hora hasta 129 toneladas métricas por hora. Alcanzando una finura  $2,890 \text{ cm}^2/g$  hasta  $4,800 \text{ cm}^2/g$  de acuerdo a lo estimado por un equipo Blaine, con un consumo de energía que va de 15 a 30 kW.h/t (Cement International, 2013).

Cordonnier et. al (1995) mencionan que la acción de molienda de los HOROMILL es una combinación del funcionamiento de un molino de bolas y una unidad HPGR. Sin embargo, existen dos diferencias fundamentales:

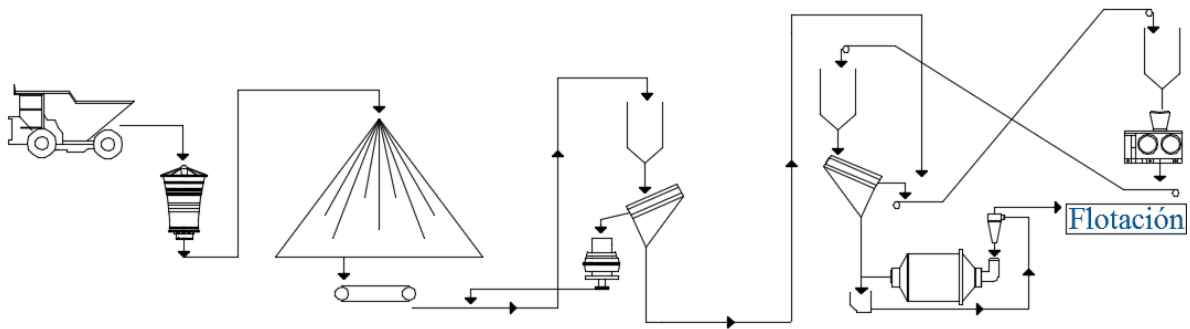
- La presión aplicada por el HOROMILL es cinco veces más baja que la de una unidad HPGR (50 – 100 MPa), esta presión se aplica constantemente aun lecho.
- La carcasa gira a una velocidad aproximadamente el doble que un molino de bolas.

La presión baja del rodillo reduce el riesgo de accidentes mecánicos y aumenta la vida útil del equipo, por consecuencia en cada ciclo se tiene un aumento en la carga circulante creando un lecho debajo del rodillo que se comprime varias veces en cada pasada. El HOROMILL está diseñados para trabajar en circuito cerrado para obtener el producto deseado, aunque se ha utilizado en operaciones con un equipo de pre-molienda (Cordonnier, 1994). En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 14](#) se muestran las características y dimensiones de estos equipos.

**HPGR.** Las unidades HPGR han tenido un gran desarrollo; en el año 2006 se predijo una disminución en la fabricación de molinos SAG para abrir paso a las unidades de rodillos de molienda a alta presión (HPGR). Además, su aplicación para etapas de pre-molienda permitió un mayor rendimiento de los molinos de bolas. Uno de los argumentos en la aplicación de las unidades HPGR es la reducción de la potencia requerida para los molinos de bolas y la flexibilidad de este equipo para instalarse en el diseño de una planta de beneficio si es necesario. Un aspecto a destacar es la sensibilidad de las unidades HPGR a cambios en la competencia del material, tamaño de alimentación y variaciones en el contenido de humedad lo cual afecta su rendimiento, aspecto que no ocurre con los molinos SAG (Mosher, 2011).

Michael et al. (2019) señalan que las unidades HPGR son utilizados en operaciones de trituración y molienda para la industria del cemento, diamantes, minerales de hierro, menas de platino, menas de oro y metales básicos. Estos equipos pueden operar en circuitos cerrados o abiertos con una alimentación húmeda o seca. La aplicación de estos equipos ha demostrado un ahorro de energía y mejoras en los procesos de molienda. Un ejemplo de la implementación de las unidades HPGR se dio en la operación de cobre de Cerro Verde en Arequipa, Perú donde fue la primera instalación de un equipo de rodillos a alta presión en una mina de cobre de grandes dimensiones. La unidad HPGR se seleccionó como alternativa de molienda.

La operación incluyó cuatro HPGR con una capacidad inicial de 108,000 toneladas métricas diarias las cuales aumentaron a 120,000 toneladas métricas diarias, con la instalación de equipos de Krupp-Polysius de 2.4 metros de diámetro y 1.6 metros de largo. El circuito de trituración y molienda de Cerro Verde cuentan con dos etapas de trituración antes de que mineral se alimentado a la unidad HPGR. En la trituración primaria el mineral proveniente de la mina es alimentado a una trituradoras giratoria, el producto es llevado a un stockpile donde se almacena. Posteriormente el mineral el llevado por bandas a una clasificación en una criba vibratoria donde el material que es rechazado se lleva a una trituradora de cono secundaria trabajando en circuito cerrado donde el producto es descarga en la banda que alimenta a la criba. El producto de la criba vibratoria cuenta con el tamaño deseado para alimentarse a la unidad HPGR, este material es transportado mediante una banda transportadora donde se cuenta con electroimanes para garantizar que no se alimente pedacería metálica que pueda dañar a los rodillos. En la Figura 3.7-24 se muestra el circuito de Cerro Verde implementando los equipos HPGR (Daniel, Klein y Wang, 2019, pp. 458-459).



**Figura 3. 7-24** Circuito de trituración y molienda de Cerro Verde. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La descarga de esta banda se da en un chute el cual alimenta al equipo HPGR para garantizar una alimentación continua a lo largo de los rodillos. El producto del rodillo a alta presión se transporta a una tolva de finos donde la descarga se realiza a una criba donde el material grueso es enviado a la unidad HPGR cerrando el circuito, el producto de las cribas es enviado al circuito de molienda a un molino de bolas (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 – Material 34).

Burchardt citado por Giblett (2019) describió que el uso de las unidades HPGR en la industria del cemento para moler escoria, clinker y piedra caliza a un producto entre 30  $\mu\text{m}$  y 90  $\mu\text{m}$ , con un consumo de energía del 30 % - 50 % más bajos que los sistemas de molienda que emplean molino de bolas. Los factores que se deben de tener en estos circuitos de molienda es la humedad de la alimentación, abrasión del mineral y el rendimiento esperado, lo cual dicta el consumo de energía y el costo de la instalación en caso que se necesite un secado externo.

En el Material Digital: Carpeta 2 se presentan dos artículos:

- First Installed HPGR Replacing Tertiary Crusher (Material Digital: Subcarpeta 2.6 – Material 10)
- Squeezing the extra 30 % of typical SABC Circuit for 4.8 kW.h/ t (Material Digital: Subcarpeta 2.9 – Material 48)

Son de un gran apoyo para conocer las ventajas que se tiene al implementar estos equipos en los circuitos de trituración o en etapas de pre-molienda, además de conocer un poco más sobre las características de la instalación de una unidad HPGR.



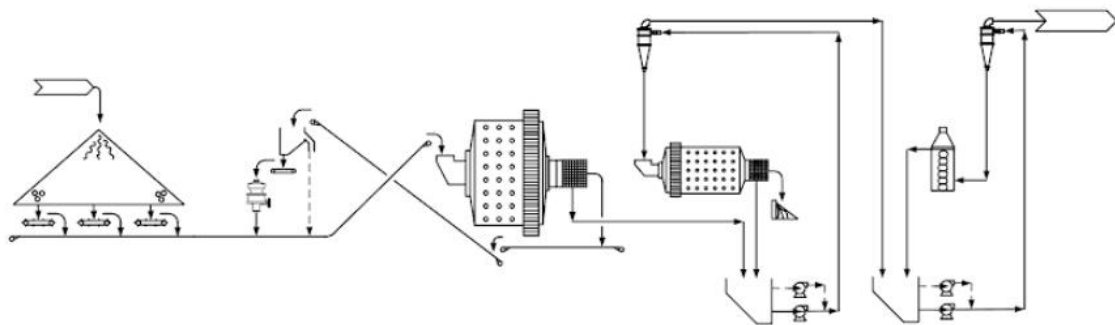
### 3.7.3 CIRCUITOS DE MOLIENDA

Giblett y Putland (2019) indican que en la industria minera se han utilizado diversas configuraciones en los circuitos de molienda desde circuitos convencionales con molinos de bolas y barras, llegando a la implementación de molinos AG/SAG y molinos de agitación. Esta evolución de los circuitos de molienda busca mejorar el rendimiento de las plantas y reducir los costos de inversión y operación.

El término molienda primaria hace referencia a la primera etapa de molienda en el circuito, dicha etapa es un punto crítico debido a que se debe mantener una operación constante a partir de instalaciones de almacenamiento regularmente un stockpile. Solo manteniendo una reserva viva y el equilibrio entre los alimentadores se obtiene el mayor rendimiento. De acuerdo con Mosher (2011) el tamaño de alimentación a la etapa primaria de la molienda tiene un impacto sobre el rendimiento del circuito especialmente en los molinos AG y SAG.

El término molienda secundaria o terciaria hace referencia a las etapas que se alimentan del producto del molino primario, el cual prepara el mineral que se alimenta a las siguientes etapas de molienda. A su vez el producto del molino secundario alimenta a un circuito de molienda terciaria de ser requerido. Estas etapas tienen el objetivo de reducir el tamaño de la alimentación hasta obtener el producto deseado para el proceso de beneficio. Para aquellos circuitos que requieren de una molienda secundaria (por lo general operaciones de lixiviación en pilas o circuitos AG/SAG), se utilizan molinos de bolas operando en circuito cerrado con un banco de hidrociclones. Sin embargo, las aplicaciones de cribas de alta frecuencia se hacen cada vez más común en las operaciones mineras (Mosher, 2011, p. 1470).

La molienda terciaria es un sinónimo de una molienda fina para las aplicaciones metalúrgicas. Giblett y Putland (2019) indican que actualmente los molinos de agitación han formado parte de diversos circuitos de molienda como molinos secundarios o terciarios; para estas funciones se han llegado a utilizar unidades VertiMill como molienda terciaria en circuitos SAG/ molino de bolas /VertiMill, ver Figura 3.7-25.



**Figura 3. 7-25** Molienda terciaria/ Circuito VertiMill. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

También se han implementado unidades TowerMill o IsaMill como una molienda secundaria tomando el producto de un molino SAG de una etapa produciendo un producto final menor a 270 mallas. Una última alternativa en los circuitos de molienda terciarias consiste en un molino SAG /molino de bolas secundario /molino de bolas terciario llegando a productos menores a 500 mallas (Giblett y Putland, 2019).

Los principales circuitos de molienda utilizados en las plantas de procesamiento son:

- Trituradora convencional/molino de bolas o una unidad HPGR/molino de bolas.
- Circuito molino de barras/bolas.
- Circuito semiautógeno.
- Circuito autógeno.
- Circuitos de molienda fina y ultra fina.
- Circuito de molienda en seco.

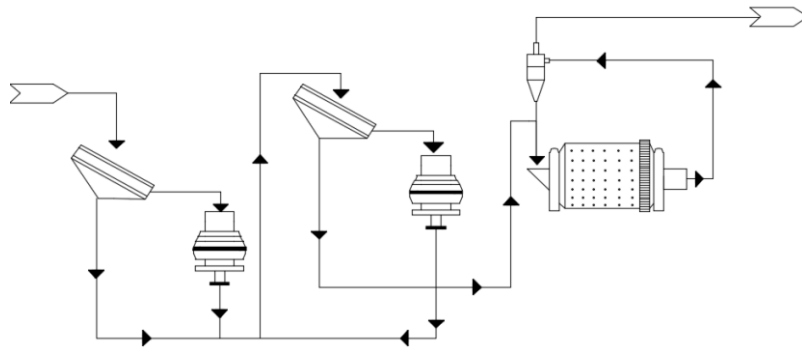
En las plantas de procesamiento durante la vida de la mina se han empleado diversos circuitos de molienda. Los cuales se han adaptado al desarrollo de nuevas tecnologías y a los retos que enfrenta el beneficio de minerales. Giblett y Putland (2019) aclaran que en operaciones con una alta capacidad se ha observado que una alternativa viable es la implementación de múltiples líneas con un HPGR y un molino de bolas en la molienda primaria resultando eficiente comparándose con la implementación de un molino SAG.

Actualmente las nuevas tecnologías como los equipos HPGR, el aumento de la capacidad de las trituradoras giratorias y de cono, la disponibilidad de molinos de bolas con grandes relaciones L:D y el desarrollo de los molinos de agitación engrandecen las opciones de equipos a utilizar para los ingenieros encargados del diseño de los circuitos de molienda.

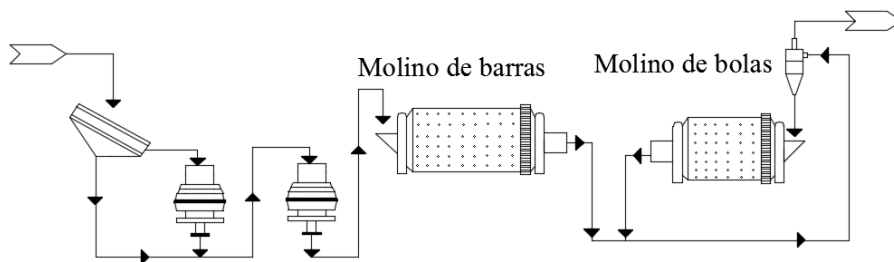
Giblett y Putland (2019) hacen hincapié que al momento de seleccionar un circuito de molienda deben de considerarse elementos técnicos y comerciales, los cuales influyen en la toma de decisiones. El costo de inversión y los tiempos de entrega del equipo se convierten en factores importantes en la planeación y tiempos del proyecto. Los factores técnicos tienen un mayor impacto en la selección del circuito como lo son:

- Capacidad del equipo.
- Requisitos y especificaciones del proyecto.
- Restricciones de la húmeda del producto.
- Adicionamiento de reactivo en la molienda.
- Características de la alimentación.
- Problemas de seguridad o ambientales.

Los primeros circuitos en utilizarse universalmente en la industria antes del año 1975 fueron los circuitos de molino de barras/ molino de bolas, estos circuitos son llamados circuitos convencionales (Callow y Moon, 2002, p. 706). Estos circuitos parte de una trituración secundaria o terciaria, la cual alimenta a un molino de bolas de una etapa o una etapa primaria con un molino de barras donde el producto alimenta a un molino de bolas de una o dos etapas como se muestra en las Figura 3.7-26 y 3.7-27 respectivamente.



**Figura 3. 7-26** Circuito molino de bolas de una etapa. Adaptado de Rau y Craig (1982).



**Figura 3. 7-27** Circuito molino de barras/molino de bolas. Adaptado de Rau y Craig (1982).

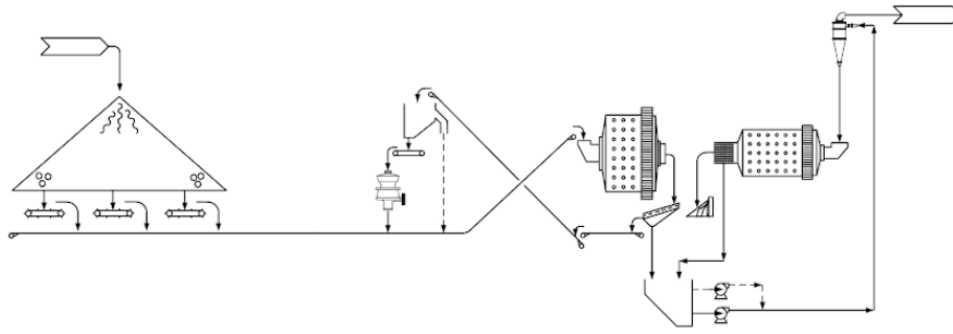
Estos circuitos resultan deficientes para altos tonelajes por el desgaste que se produce en las trituradoras. Callow y Moon (2002) afirman que la trituración de tres etapas y la molienda de una sola etapa empleando un molino de bolas sigue siendo uno de los circuitos con mayor eficiencia energéticamente comparando con los circuitos autógenos y semiautógenos.

A mediados del año 1980 los circuitos de molienda sufrieron un gran cambio al empleo de la molienda semiautógena en conjunto con los molinos de bolas. Los molinos semiautógenos tienen una capacidad de molienda alta hasta de 4,000 toneladas métricas por hora (Giblett y Putland, 2019, p. 485).

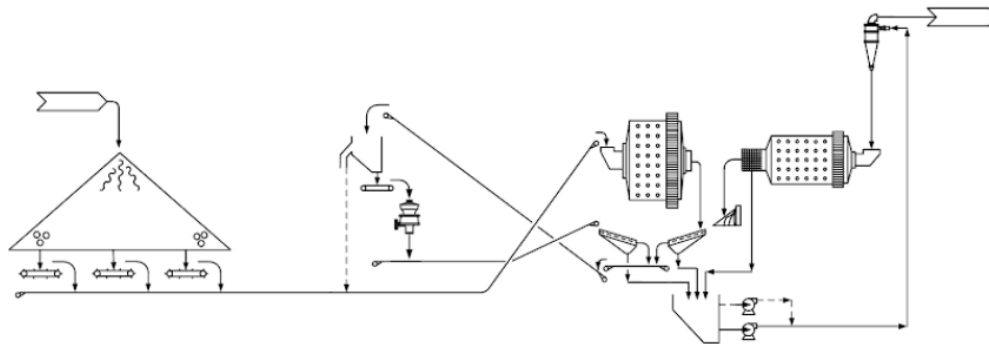
Actualmente los depósitos minerales presentan leyes bajas solo instalando una gran capacidad en la planta permite que la operación sea rentable. El gran tonelaje a los cuales opera los molinos SAG visto desde un enfoque económico genera varias ventajas en los costos de inversión y costos operativos del proyecto, esto causo una revolución en las plantas de procesamiento obligando a adaptar estos equipos a los circuitos de trituración y molienda.

Es común encontrar circuitos que emplean un molino semiautógeno seguido de un molino de bolas estos circuitos son denominados SAB. Para aumentar la capacidad de estos circuitos es común incluir una etapa de trituración de guijarros teniendo un circuito SABC; ya sea que el mineral triturado se recircule al molino SAG forma una configuración SABC - A o se envíen el mineral triturada de la etapa de guijarros al molino de bolas se obtiene un circuito SABC-B.

La aplicación de cada una de las configuraciones dependerá de la configuración del SAG y la capacidad del molino de bolas un ejemplo de aplicación de estos circuitos son las operaciones de “Los Bronces” en Chile y “Kidston” en Australia ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 38](#)). En la Figura 3.7-28 y 3.7-29 se muestra el circuito típico de los circuitos SABC - A y SABC - B.



**Figura 3. 7-28** Circuito de molienda SABC -A. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

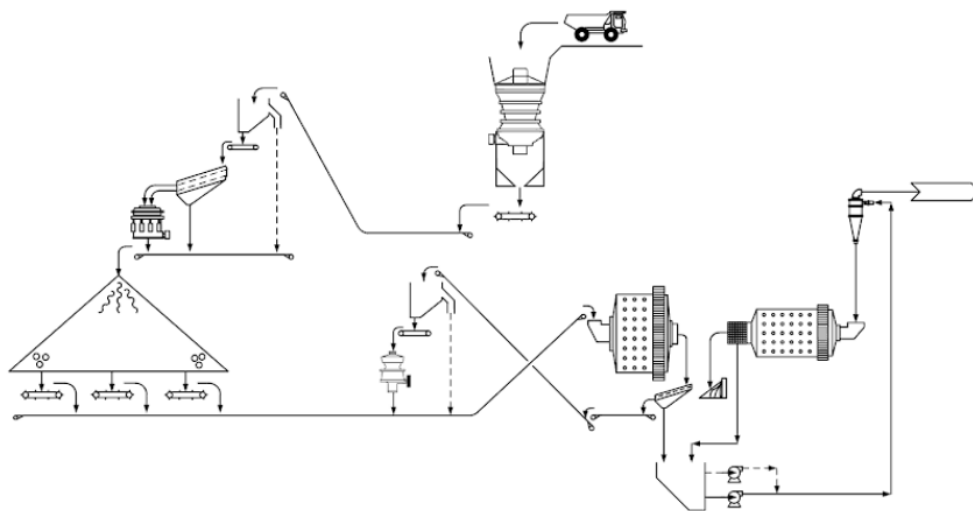


**Figura 3. 7-29** Circuito de molienda SABC -B. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Los circuitos de molienda están limitados por la capacidad del molino SAG, puede eliminarse esta condición de manera eficiente mediante una configuración SABC-B. Para la implementación de esta configuración se necesita que una parte del material triturado se envíe al circuito del molino de bolas que se alimenta el producto clasificado del SAG. Esto hace que los gruesos sean molidos en el molino SAG o se han enviados a un circuito de trituración de guijarros; permitiendo un aumento en la capacidad del molino SAG porque solo se ocupa de una molienda gruesa y no en obtener finos (Vasely y Fernandez, 1986).

Una variante de la configuración SABC se logra implementando una trituración secundaria en la alimentación del circuito de molienda, el objetivo es aumentar directamente la capacidad del molino SAG (Figura 3.7-30).

Giblett y Putland (2019) establecen que este tipo de circuitos es popular en el reacondicionamiento de circuitos donde se utiliza completamente la potencia disponible para el SAG por tratar con un mineral grueso. Es importante considerar que este diseño trae consigo un aumento en la potencia del molino de bolas de lo contrario se debe tener la capacidad de tolerar un tamaño grueso en el producto del circuito de molienda.



**Figura 3. 7-30** Circuito trituradora secundaria/SABC. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Siddall y Putland (2007) reportaron que en las plantas donde se ha empleado este diseño trituradora secundaria/molino SAG se tiene un aumento en la capacidad del 20 % hasta el 60 % lo cual hace que este tipo de circuitos sea aceptado para proyectos de expansión.

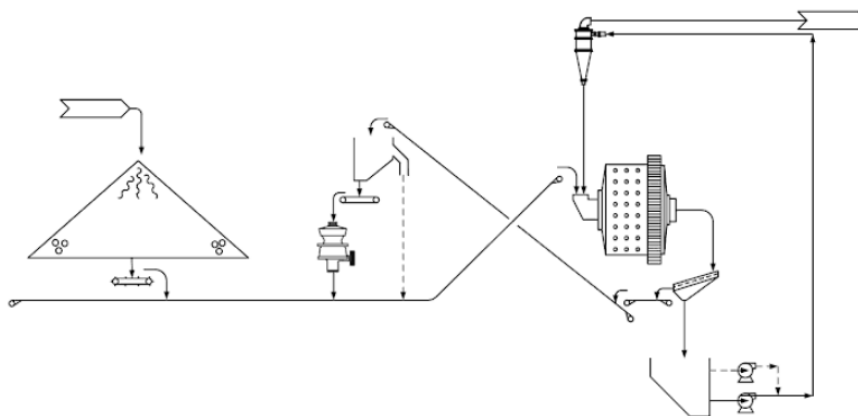
Giblett y Putland (2019) indican que en instalaciones nuevas con un circuito SABC con costos de capital bajo es susceptible a una expansión empleado una configuración trituradora secundaria/molino SAG. En algunas instancias la aplicación de un molino SAG los costos operativos pueden optimizarse cuando la alimentación del molino contiene una mezcla de mineral triturado primario y secundario, en lo que algunos autores denominan como un circuito de trituración parcial o pre-trituración.

Es importante considerar que al emplear un circuito de trituración parcial antes de la molienda semiautógena puede eliminar la necesidad de un circuito de trituración de guijarros debido a que la alimentación del molino SAG contiene material de tamaño crítico en un bajo porcentaje, además de una carga de material con fracturas donde el funcionamiento del molino SAG promueve el fracturamiento efectivo de las partículas de tamaño crítico (Giblett y Putland, 2019, p. 487).

### **Molienda autógena y semiautógena de una sola etapa.**

Este circuito es utilizado en el procesamiento de minerales con una resistencia moderada a alta. Giblett y Putland (2019) hacen énfasis en que la molienda se lleva a cabo en un solo molino (Figura 3.7-31), entonces es importante la configuración del circuito para adaptarse a las características del mineral. Las configuraciones que se tienen en este tipo de circuitos son:

- Una etapa molino AG.
- Molino AG / circuito de trituración de guijarros.
- Molino SAG / circuito de trituración de guijarros.
- Molino SAG (carga de bolas 8 – 15 %).
- Molino SAG (carga de bolas 15 – 25 %).
- Molino SAG (carga de bolas menores al 4 %) con una velocidad alta 90 %.
- Molino SAG y trituradora secundaria.



**Figura 3. 7-31** Circuito de molienda AG/SAG de una etapa. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

De acuerdo con Putland et al. (2011) esta configuración de una etapa no es adecuada para para la molienda de minerales competentes u operaciones con una alta capacidad, la recomendación para circuitos de molienda de alta capacidad son circuitos de dos etapas donde se mejora su rendimiento (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 20).

Un aspecto a considerar en la aplicación de los molinos SAG es la mayor probabilidad de la acumulación de sólidos en la descarga por las grandes cargas circulantes. Giblett y Putland (2019) indican que si no se aborda esta problemática en el sistema de descarga de la pulpa se tienen grandes cambios en el consumo de energía, eficiencia del molino, desgaste de las parrillas y elevadores. La forma de contrarrestar el flujo de la pulpa es la correcta selección del diámetro del molino y posteriormente seleccionar la longitud del molino para corregir el consumo de energía.

Giblett y Putland (2019) concluyen que algunas de las ventajas de la molienda autógena y semiautógena de una sola etapa es el bajo costo de capital y la flexibilidad para futuras expansiones de una sola etapa de SAG a SABC; que lo hace ideal para proyectos pequeños con un potencial significativo de crecimiento de acuerdo a sus reservas. Otra ventaja es la capacidad que tiene para aumentar su rendimiento mediante el aumento del tamaño del molino, en comparación con los circuitos de dos etapas donde aumentar en rendimiento mediante el aumento de tamaño del molino resulta complicado porque ambos equipos de molienda deben configurarse. Las desventajas de estos circuitos es la sensibilidad que existe en el tamaño de producto y la densidad de la pulpa cuando las características de la alimentación cambian.

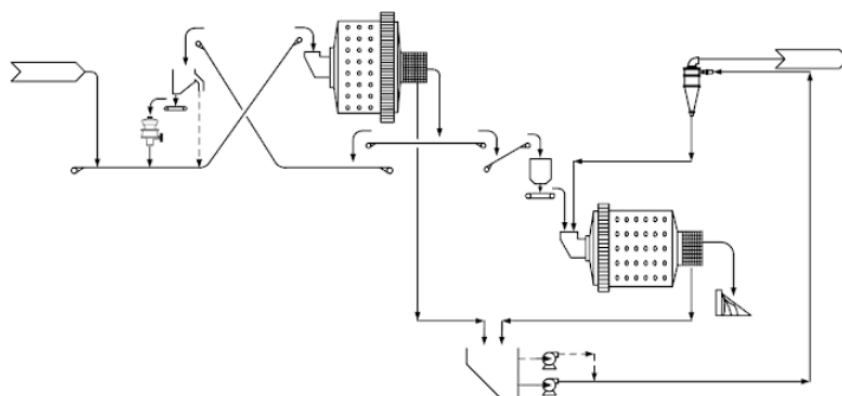
La decisión para seleccionar entre una molienda de una o dos etapas, está en función de los requisitos del producto. Para tener un guía de acuerdo al tamaño de molienda es importante considerar lo siguiente:

- Molienda gruesa ( $P_{80}$  de  $106 \mu m$ ). Resulta eficiente en términos de consumo de energía la molienda SAG de una sola etapa. Este circuito es una alternativa, si el tamaño buscado en el producto es grueso.
- Molienda media ( $P_{80}$  entre  $106$  y  $75 \mu m$ ). Al considerar una molienda de una sola etapa con un molino SAG es esencial que la alimentación sea constante; por lo regular estos circuitos no entregan un producto homogéneo.

- Molienda fina ( $P_{80}$  de  $75 \mu m$ ). Para esta operación es preferible un circuito SAB o SABC. La aplicación de una molienda SAG/AG de una sola etapa da lugar a la acumulación de sólidos en la descarga lo cual afecta el rendimiento del circuito.

### Circuito autógeno.

El uso de molinos autógenos es común en el procesamiento de menas metálicas; alguno de los circuitos utilizados en las operaciones es el circuito molino AG / molino de bolas / circuito de trituración de guijarros denominado ABC, ver Figura 3.7-32. Estos circuitos están condicionados por la carga de guijarros, por lo tanto, la capacidad de este circuito depende del circuito de trituración de guijarros. Otra configuración aceptada de acuerdo con Jankovic et al. (2006) es implementado un molino AG / molino de bolas secundario en circuito cerrado con una etapa de hidrociclones para la alimentación de una etapa de molienda terciaria con unidades Vertimill utilizado en la operación de BHP Cannington en Australia ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 39](#)) ver, Figura 3.7-25.



**Figura 3. 7-32** Circuito de molienda ABC. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Los molinos AG son poco utilizados en operaciones donde se busca la capacidad máxima de la planta por cada unidad monetaria invertida en el proyecto. En algunas operaciones para cumplir con esto se da la conversión de un molino AG a SAG. Un ejemplo es la operación de Newcrest Ridgeway en Australia ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 47](#)) donde la operación en un inicio implemento un circuito ABC el cual se modificó llegando a un circuito SABC otorgando un aumento del 25% de la capacidad de la planta de molienda (Hart et al. ,2006).

Giblett y Putland (2019) establecen que el uso de los molinos AG es común en la industria del hierro para la molienda menas de hierro por la gravedad específica de este mineral funciona como un excelente medio de molienda. La molienda autógena evita la contaminación con acero en la descarga del molino. Algunas características que se deben de considerar para realizar el cambio de un molino AG a un molino SAG o en viceversa son:

- Es importante destacar que tanto los molinos de alta relación (L:D) como los de baja relación (L:D) pueden operar de forma autógena o semiautógena. Algunas diferencias entre un molino SAG y un molino AG son la carga de un molino SAG que tiene una mayor densidad que se traduce en una mayor potencia instalada para la planta en comparación con los molinos AG.

- Un molino AG otorga una molienda gruesa y la carga tiene una menor densidad lo cual habla de un consumo de energía bajo que un circuito SAG, para mantener su rentabilidad es necesario un circuito de trituración de guijarros operando en circuito cerrado.
- La implementación de un circuito de trituración de guijarros inclúyela preparación de la alimentación con un tamaño homogéneo; electroimanes para la extracción de pedacería metálica, instalaciones de almacenamiento de guijarros, equipos suficientes para tener múltiples líneas de trituración y la aplicación de equipos auxiliares para la manipulación de los guijarros.
- Una correcta alimentación en un circuito AG proporciona grandes ahorros, debido a la reducción de los costos en medios de molienda y el desgaste de las laines.
- Los circuitos SAG no son sensibles en los cambios en la alimentación como los AG. La adición de una carga pequeña de bolas en un molino AG representa un aumento en su rendimiento, pero como consecuencia se requiere un cambio en la potencia instalada y cambio de los revestimientos.
- Los molinos SAG ( $P_{80}$  de 125 a 75  $\mu m$ ) producen una molienda más fina que los molinos AG ( $P_{80}$  de 160 a 90  $\mu m$ ).

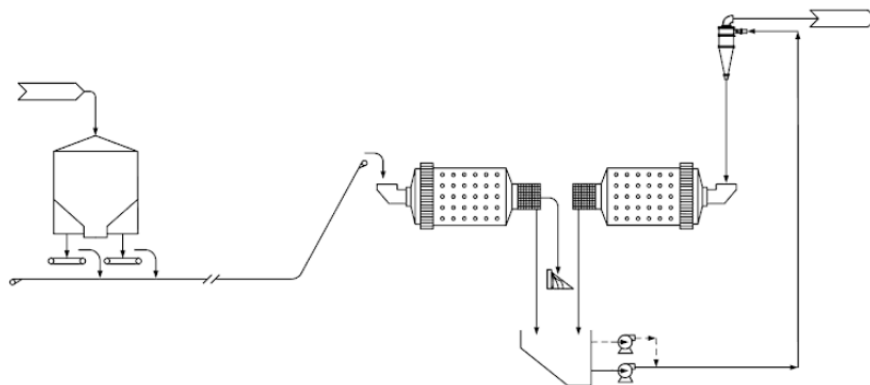
### **Circuito molino de barras/bolas.**

La aplicación de los molinos de bolas no es exclusivo como una etapa de molienda secundaria o terciaria después de los molinos AG y SAG, en varias operaciones se utilizan circuitos de molienda que incorporan circuitos de molino de barras / bolas, circuito de bolas de una etapa y circuitos de molinos de bolas de dos etapas (Callow y Moon, 2002, pp.750 – 708).

Giblett y Putland (2019) anuncian que el circuito de molino de barras / bolas es empleado en capacidades bajas, ver Figura 3.7-33. Además, mencionan que el uso de molinos de barras en la industria minera ha disminuido por la eficiencia y capacidad que alcanzan los molinos SAG. Es importante considerar que la aplicación de los molinos de barras se da cuando el índice de trabajo de molienda es alto por lo tanto se debe de reducir el tamaño de las partículas para alimentar a un molino de bolas, evitando que la carga de bolas sea grande y que el consumo de bolas supere los costos de operación.

En los proyectos de metales base con gran capacidad y baja ley, es común la implementación de una o dos líneas de molienda autógena / bolas es una propuesta con mayor eficiencia que múltiples líneas de circuitos de molino de barras / bolas considerando las mismas condiciones de trituración, equipos y las consideraciones para la mitigación de impactos ambientales.



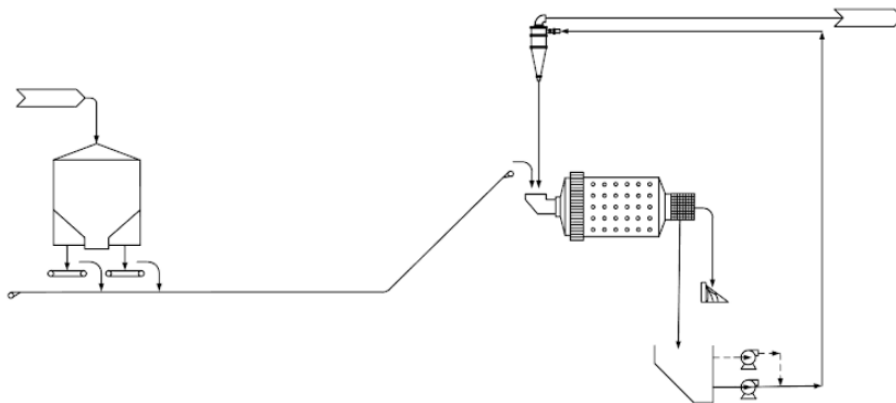


**Figura 3. 7-33** Circuito de molino de barras/bolas. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Giblett y Putland (2019) afirman que los circuitos de barras / bolas son viables para operaciones de menor capacidad donde no se desean finos excesivos. El uso de molinos de barras es común en la molienda en minerales de fosfato, bauxita, grafito, tierras raras y estaño.

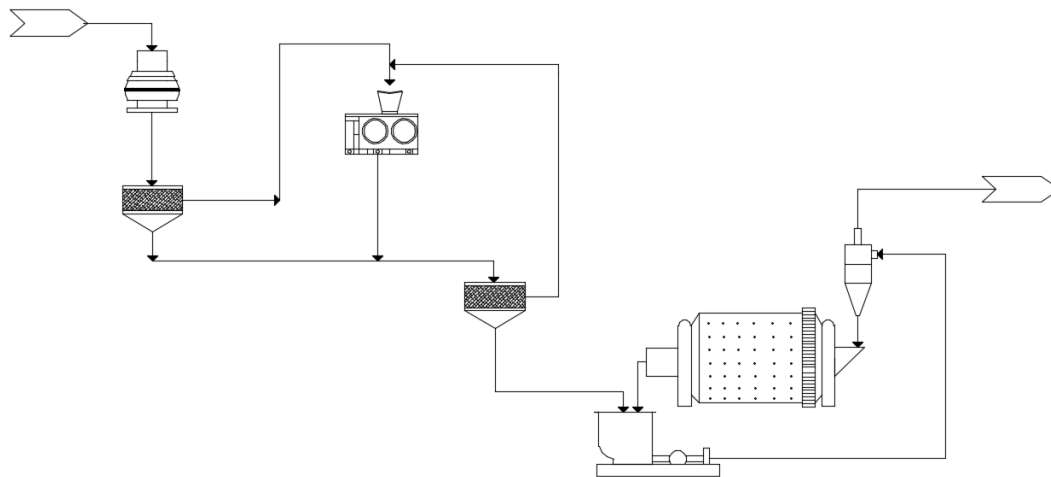
#### **Circuito de molino de bolas de una etapa.**

Estos circuitos reciben material de una trituradoras secundaria o terciaria, regularmente se utiliza en operaciones con capacidades en un rango de 0.5 – 2.5 Mt/anuales, ver Figura 3.7-34. Cuando se procesan metales preciosos llegando a un rango de 100,000 toneladas métricas al día se emplea una etapa de pre-molienda con una unidad HPGR (Giblett y Putland, 2019, p. 490).



**Figura 3. 7-34** Circuito de molino de bolas de una etapa. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Giblett y Putland (2019) mencionan que el desarrollo de las unidades HPGR para moler minerales abrasivos permitió que se utilizara en circuitos HPGR / molino de bolas, en conjunto con la disponibilidad de grandes molinos de bolas hace posible la aplicación de una sola etapa de molienda en operaciones de altas capacidades. En la Figura 3.7 -35 se muestra un circuito donde el producto de la unidad HPGR se clasifica en húmedo; el producto se envía a la alimentación a un banco de hidrociclones y la descarga se alimenta al molino de bolas.



**Figura 3. 7-35** Circuito de pre-molienda de una unidad HPGR. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Usualmente algunas operaciones operan con molinos de bolas en serie un ejemplo es Marvel Loch en Australia, en esta operación un molino primario de bolas opera en circuito cerrado con un banco de hidrociclones y el derrame se alimenta a un molino de bolas secundario el cual opera en circuito cerrado con un banco de hidrociclones (Giblett y Putland ,2019).

Giblett y Putland (2019) afirman “Actualmente la aplicación de los circuitos de molinos de bolas en una sola etapa se encuentra en la molienda fina de metales preciosos antes de su cianuración empleando un equipo de molienda fina (IsaMill) como una etapa secundaria o terciaria” (p. 490). Un ejemplo es la mina de Anglo American Platinum en Sudáfrica (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 45).

### **Circuito de molienda fina y ultrafina.**

En un futuro los procesos de molienda exigirán costos de operativos bajos y un menor consumo de energía otorgando una eficiencia alta. Un primer indicio es la aplicación de unidades HPGR en circuitos de molienda de metales base como en Cerro Verde (Valdivia y Lazo, 2011).

Giblett y Putland (2019) mencionan que los procesos de concentración más encontrados en la industria se dan por flotación o separación magnética, actualmente para otorga una mejor separación de la mena sea recurre a una molienda fina que otorgue un producto que pase entre 25 – 30 (550 mallas) llegando a casos donde se recurre a una molienda ultra fina (UFC) pasando de 15  $\mu m$  hasta 5  $\mu m$  (2,500 mallas).

Anderson y Burford (2006) concluyeron que los circuitos que se aplicaran en operaciones futuras se centran en obtener operaciones más eficientes adaptándose a las características del mineral y no en el uso de circuitos estándares.

Los equipos IsaMill y Vertimill se han convertido en los equipos predominantes en la aplicación de los circuitos de molienda convencional, equipos como los VXPmill y los HIGmill también son tecnologías que comienzan a ser aplicados en circuitos de molienda.

La molienda ultra fina tiene el objetivo de moler las partículas aun tamaño inferior a  $20 \mu m$  (625 mallas) para estas tarea se pueden utilizar equipos como SMD, IsaMill, HIGmill y VXPmill. Estas tecnologías se alimentan de un pre-concentrado para la separación de la ganga en los circuitos de concentración configurando una etapa de re -molienda que puede operar en circuito abierto o cerrado (Giblett y Putland, 2019, p. 492).

La molienda ultra fina se utiliza para la liberación de minerales de grano fino para permitir una separación eficiente de los minerales mediante flotación y para liberar el oro pirítico antes su lixiviación con cianuro.

Suarez (2014) menciona algunas aplicaciones de los Vertimill en circuitos de molienda utilizados en la industria entre los cuales se encuentra:

**Circuito SABC de Cadia, Australia.** El proyecto de Cadia utiliza un circuito SABC donde se instalado en un Vertimill VTM-1250 con el objetivo de llevar a cabo una molienda secundaria en paralelo a un molino de bolas que muele la descarga del hidrociclón. En esta aplicación se utiliza una criba vibratoria en la descarga del clasificador para controlar el tamaño de la partícula que se alimentara al Vertimill. En el año de 2010 se instaló un VTM-3000 como etapa de molienda terciaria para mantener el  $P_{80}$  del circuito ante el procesamiento de minerales más duros. En la Figura 3.7-36 se muestra el circuito de molienda de Cadia donde se incluyen la etapa de molienda secundaria y terciaria con unidades VertiMill.

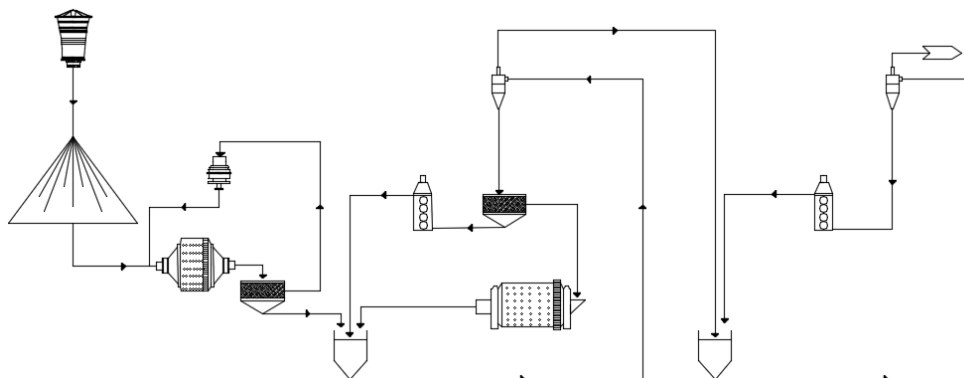


Figura 3. 7-36 Circuito de molienda de Cadia. Adaptado de Suarez (2014).

**Circuito de Magnetita Northlands, Suecia.** En este proyecto los Vertimill son utilizados para una molienda secundaria para un mineral que contiene magnetita que le permite reducir sus costos. El circuito de molienda emplea un molino AG y un Vertimill.

La instalación de tres VTM-300 en la molienda secundaria significa el consumo de 6.6 MW en lugar de instalar un molino de bolas el cual representaba 9.1 MW ante esto la mejor opción fue la instalación de los VTM-300 lo cual significaría un ahorro en los costos operativos. En la Figura 3.7-37 se muestra un molino AG de 34 x 17 ft seguido de una separación magnética cobbing, después del concentrador se alimenta a los VTM-3000 que funciona como una molienda secundaria otorgando un producto de  $34 \mu m$ .

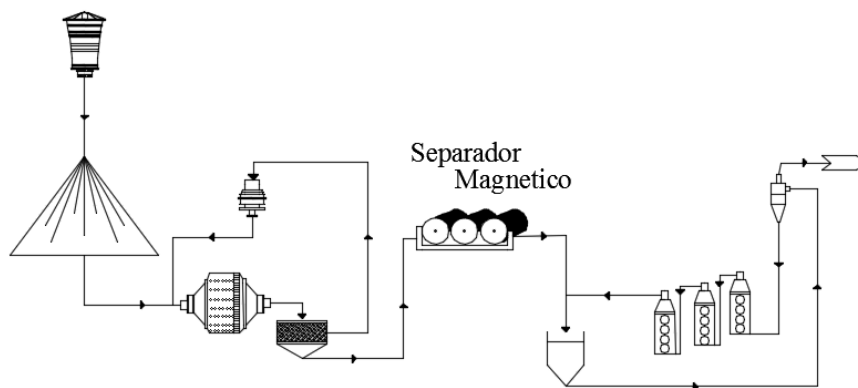


Figura 3. 7-37 Circuito de molienda de magnetita de Northlands. Adaptado de Suarez (2014).

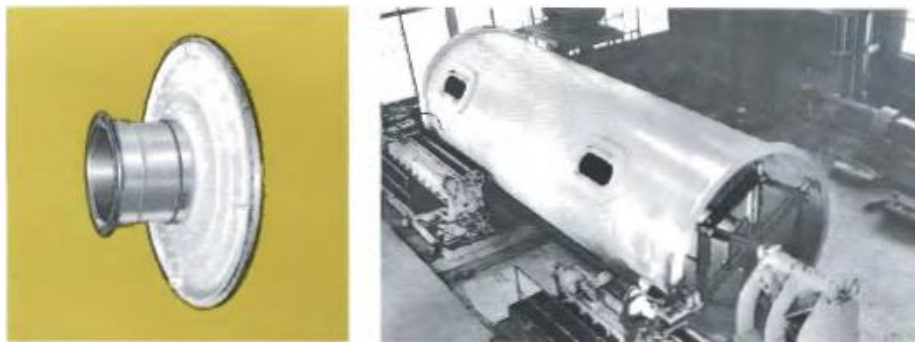
### 3.7.4 CONSTRUCCIÓN DE LOS MOLINOS DE TAMBOR

En términos generales el molino de tambor incluye al molino de barras, molino de bolas, molino de guijarros, molino autógeno y molino semiautógeno. La principal característica de estos equipos es que tienen una forma cilíndrica o cilíndrica cónica y giran alrededor de su eje horizontal. La velocidad de rotación, tipo de revestimiento, tamaño y forma de los medios de molienda se selecciona de acuerdo al trabajo que se requiere cumplir (Norman y Decker, 1985, p.3C-3).

Estructuralmente cada tipo de molino consiste en una carcasa de acero horizontal cilíndrica o cilíndrica cónica, provista de revestimientos evitando el desgaste de la carcasa. La carcasa se sostiene sobre muñones unidos a los extremos para permitir que gire sobre su eje. Actualmente los proveedores de molinos de tambor por mencionar algunos son Metso Minerals, FLSmidth, ThyssenKrupp, CITIC HIC y Outotec. Independientemente del fabricante los molinos de tambor tienen una construcción establecida para garantizar su correcta operación, a continuación, se mencionan los componentes principales de los molinos de tambor.

**Carcasa.** La carcasa de los molinos está diseñada para soportar impactos y cargas pesadas; se construyen a partir de placas de acero que cumplen con especificaciones físicas y químicas para una buena soldabilidad. Se perforan agujeros en las placas de acero para acoplar pernos y sujetar los revestimientos del molino (lainas). Los cabezales de los muñones de acero se unen y atornillan a los extremos de la carcasa.

**Cabezales.** Están hechos de acero, lo cual permite que sean soldados. Los cabezales tienen ranuras para soportar grandes esfuerzos en algunos casos pueden ser lisos ligeramente cónicos. Su principal función es conectar la carcasa con el muñón. El muñón se construye como una pieza separada que se une a la tapa. Las tapas y muñones son perforados para acoplar las lainas. En un molino de tambor encontramos una tapa de alimentación y una tapa de descarga (Ver Figura 3.7-38).



**Figura 3. 7-38** Carcasa y cabezales de un molino de tambor. Tomado de NORDBERG (1971).

**Muñones y chumacera** (Figura 3.7-39). Los muñones están hechos de acero al cromo en una sola pieza que se atornilla y une al cabezal. Estos elementos son pulidos para reducir la fricción del rodamiento. La mayoría de los cojinetes del muñón son rígidos con un sello para evitar que el material entre en la cavidad entre el revestimiento del muñón y el cabezal del molino en la alimentación y en la descarga. Para condiciones muy abrasivas el muñón se equipa con placas de desgaste de níquel-cromo. Los revestimientos de los muñones pueden equiparse con espirales de avance o retardo para diversas aplicaciones.

La chumacera (rodamientos) son antifricción hechos de bronce o Babbitt, en los molinos se lubrican con grasa o aceite para el desgaste a través de bombas de aceite impulsadas por un motor. La lubricación se suspende cuando el molino se apaga o se detiene por determinado tiempo. Los cojinetes están provistos con aberturas de acceso para la inspección y servicio de los rodamientos. Un sello anti polvo protege a los rodamientos para evitar la entrada de material externo a la lubricación. En un molino de tambor se encuentra una chumacera en la alimentación y en la descarga con el objetivo de permitir una rotación de la carcasa sin fricción y que las vibraciones sean mínimas.



**Figura 3. 7-39** Muñón y chumacera de un molino de tambor. Tomado de NORDBERG (1971).

**Sistema de lubricación.** Los rodamientos de la chumacera se pueden lubricar hidrodinámicamente o hidrostáticamente. El sistema hidrodinámico emplea una bomba de baja presión la cual alimenta aceite a la cuña entre el muñón y el rodamiento.

El sistema de lubricación incluye un filtro de aceite, enfriador, calentador, controles de flujo/presión/temperatura. Algunos proveedores incluyen sensores en los filtros, bombas de reserva, sensores de temperatura, temporizadores y un panel de control local.

En los molinos de tambor el sistema de lubricación puede ser montado en la estructura del molino al igual que el depósito de aceite. En otros casos se aloja en los cojinetes para actuar como un depósito, esto da como resultado que en cada giro con el muñón se suministre aceite al rodamiento, evitando daños a las superficies en caso de que se interrumpa el flujo del sistema de aceite circulante externo.

**Sistema de transmisión.** El sistema de accionamiento depende del tamaño del molino y los requisitos de la operación, estos sistemas se accionan con bandas, engranes y accionamiento sin engranes.

**1) Corona y piñón único.** Este sistema es uno de los más utilizados en los molinos debido a su simplicidad; un solo piñón es el encargado de conducir el movimiento. El piñón se acciona con un motor de baja velocidad (150 rpm a 250 rpm) o una combinación de un motor de mayor velocidad y una caja de velocidades (600 rpm a 1,200 rpm). Los engranes de los piñones pueden ser rectos, helicoidales o de doble helicoidal.

Este sistema se utiliza en molinos de hasta 4,000 HP y en algunos casos se puede utilizar en molinos de 500 HP. Mediante acoplamiento y embragues se conecta el motor de accionamiento y el reductor de velocidad con el eje del piñón. Una vez que el piñón rota éste mueve una corona dentada ubicada en la carcasa del molino haciendo que el molino rote.

**2) Corona y piñón múltiple.** En este sistema se utiliza una unidad de piñón doble, este arreglo es utilizado en unidades de 5,000 HP a 12,000 HP. Como en el caso del sistema de piñón único se puede emplear un motor de baja velocidad o de alta, así como los acoplamiento y embragues. Unos de los principales problemas de este tipo de unidades es que el sistema de accionamiento entre los piñones es eléctrico, tiene un motor y un reductor de velocidades para cada uno de los piñones.

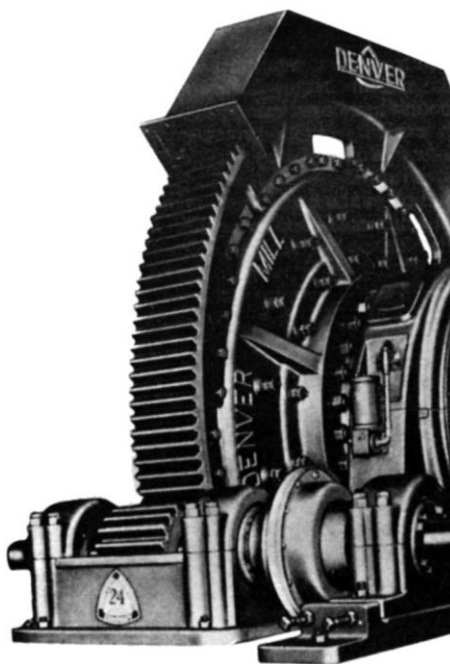
**3) Accionamiento sin engranaje.** Este accionamiento también es conocido como de envolvente, el funcionamiento consiste en un motor síncrono de baja velocidad el cual permite el movimiento del molino sin el uso de engranes a partir de un anillo atornillado a la carcasa que este acoplado al motor lo que permite el movimiento de la carcasa.

La carcasa del molino se convierte en un elemento giratorio de un motor síncrono grande, la velocidad del molino varía cambiando la frecuencia de la corriente al motor. Estas unidades que utilizan este accionamiento ofrecen una velocidad variable con una potencia constante.

La transmisión sin engranajes resulta económica para equipos entre 15,000 HP y 20,000 HP.

Wills y Finch (2016) indica que el diseño de transmisión sin engranajes se aplicó hasta el año 1981 cuando se instaló en un molino de bolas de 6.5 metros de diámetro y 9.65 metros de largo impulsado por un motor de 8.1 MW. Las principales ventajas de la transmisión sin engranes es que permite velocidades variables, una potencia constante, un bajo mantenimiento y ocupa un menor espacio en las instalaciones del molino.

**Componentes de transmisión.** El sistema más utilizado son los de engranaje mediante un anillo de engranajes (corona) montada al extremo de la carcasa que se mueve por un piñón (Figura 3.7- 40). El eje del piñón este acoplado directamente al eje del reductor que se une mediante un embrague al motor principal (motor síncrono).



**Figura 3. 7-40** Cojunto de piñón y corona en un molino de tambor. Tomado de Wills y Finch (2016).

Los molinos de grandes dimensiones son accionados por engranes requieren de dos motores que impulsan dos piñones. El sistema de transmisión por engranes se usa comúnmente en molinos hasta de 3,000 HP y en casos especiales en molinos de aproximadamente 4,000 HP.

**Corona.** Es un engranaje de anillo construido de acero con engranes rectos, este elemento esta segmentado en 2 o 4 piezas para facilitar su montaje en la carcasa. La instalación se puede hacer en el cabezal de alimentación o en la descarga.

**Piñón.** El piñón se apoya en dos rodamientos esféricos antifricción montados en almohadillas individuales permitiendo que este sea reversible. Los rodamientos son lubricados con un sistema de lubricación de forma automática rociando aceite en los engranes a través de boquillas rociadoras montadas en el sello de los engranes.

El piñón y el contra eje están hechos de acero de alto carbono, cuando la potencia del molino excede los 2,500 kW se utilizan dos piñones; uno a cada lado del molino (doble tracción). En la operación cuando el molino se ve desde la dirección donde se encuentra la alimentación el molino se puede clasificar en:

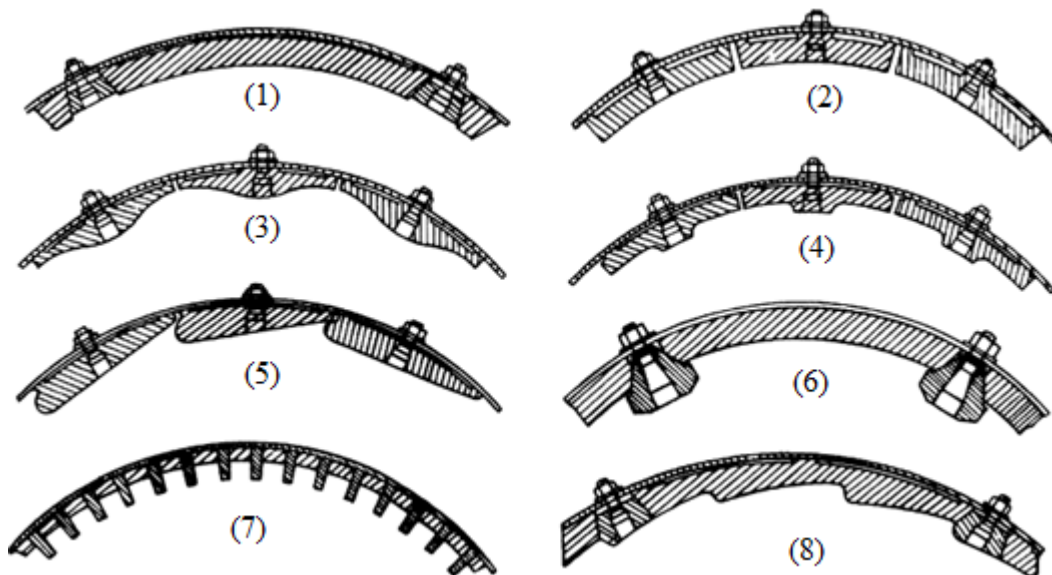
- Unidad derecha cuando el molino gira en sentido contrario al sentido de las agujas del reloj por lo tanto el piñón se encuentra en el lado derecho.
- Unidad izquierda cuando el molino gira en sentido a las agujas del reloj por lo tanto el piñón se encuentra del lado izquierdo.

**Revestimientos (Lainas).** Las caras internas del molino cuentan con elementos de desgaste renovables los cuales tienen dos propósitos señalados por Powell et al. (2006).

1. Proteger a la carcasa de los impactos y desgaste de la carga del molino.
2. Promueven el movimiento de la carga para lograr una reducción del tamaño de manera eficiente.

El diseño de los revestimientos es importante para la molienda de esto depende que el movimiento de la carga sea el correcto para asegurar el tamaño del producto deseado en el circuito de molienda (Giblett y Putland, 2019).

Los revestimientos tienen diferentes perfiles cuyo objetivo es proporcionar una acción de elevación y agregar fuerza al impacto. De acuerdo Wills y Finch (2016) las formas más comunes son las de onda, costilla, escalón y Osborn (Figura 3.7-41). Los revestimientos son unidos a la carcasa mediante pernos que se ajustan a los orificios de la carcasa.

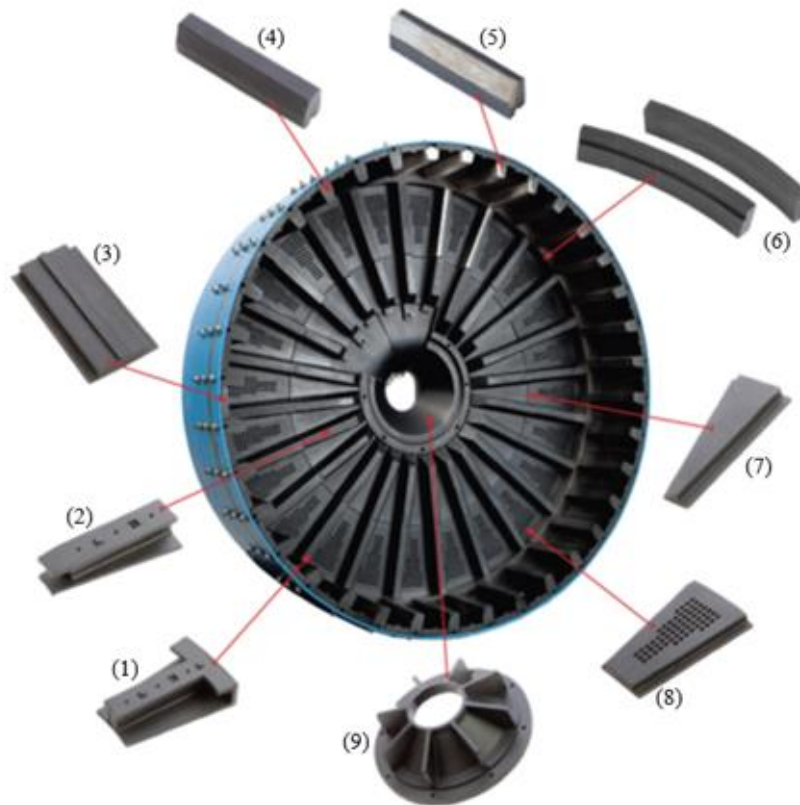


**Figura 3. 7-41** Revestimientos de la carcasa. **Leyenda:** (1) y (2) Lainas suaves (lisos), (3) Lainas de onda, (4) Lainas de costillas, (5) Lainas escalonadas, (6) Lainas Lorain, (7) Lainas Osborn y (8) Lainas de escalón.. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Los revestimientos se encuentran en la carcasa y en los cabezales de los molinos, en función de su colocación reciben un nombre en función de su tarea a realizar y del sitio donde se encuentra. De esta manera se puede clasificar a los revestimientos en:

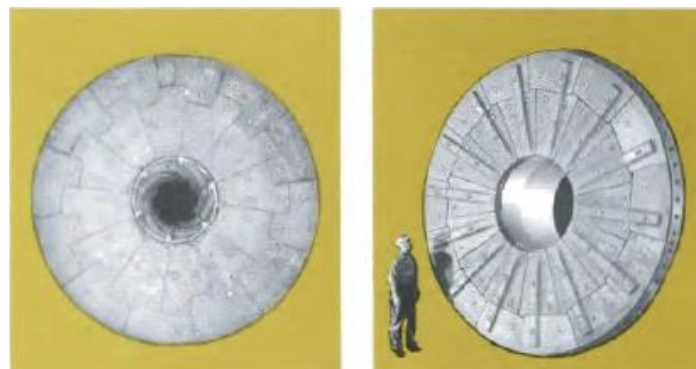
- Elevador interior.
- Placa de la carcasa.
- Barra elevadora de la carcasa.
- Elevador exterior.
- Placa de cabezal.
- Placa de rejilla y cono de descarga (Ver, Figura 3.7-42).





**Figura 3. 7-42** Revestimientos de la carcasa y elevadores de pulpa del cabezal de descarga. **Leyenda:** (1) Elevador exterior, (2) Elevador interno, (3) Placa de la carcasa, (4) Elevador de la carcasa, (5) Placa de metal del elevador, (6) Anillo de relleno, (7) Placa del cabezal, (8) Placa de rejilla y (9) Cono de descarga. Adaptado de Polycorp LTD (2019).

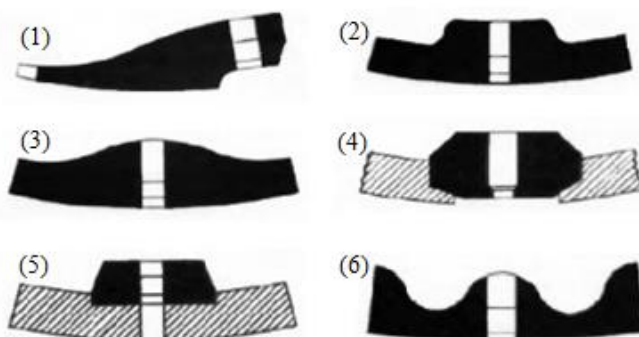
**Revestimientos de los cabezales.** En los molinos de barras los revestimientos son lisos y están hechos de acero al cromo molibdeno o acero al manganeso. Wills y Finch (2016) indican que los cabezales de los molinos de barras son lisos para fomentar que la carga del molino se centre a la zona de compresión donde se encuentran las barras. En los molinos de bolas los revestimientos utilizan elevadores para levantar la carga con la rotación del molino. Los revestimientos de los molinos de bolas están hechos al igual que en los molinos de barras de acero al cromo molibdeno, acero al manganeso o caucho para resistir a la abrasión. (Figura 3.7-43).



**Figura 3. 7-43** Revestimientos de los cabezales. Tomado de NORDBERG (1971).

**Revestimientos de la carcasa.** Los revestimientos de la carcasa se hacen con una gran variedad de diseños que se seleccionan de acuerdo al trabajo que realizara el molino. Las configuraciones más comunes de los revestimientos son los de onda simple, onda doble, tipo barras elevadoras, escalonado, placa de dos piezas ver Figura 3.7-44. Estos revestimientos están hechos de aleaciones de acero de alta resistencia y caucho.

Uno de los revestimientos más utilizados es el diseño Lorain que consiste en placas de acero de alto carbono que se ajustan al radio de la carcasa. Estas placas se mantienen en su lugar mediante barras de elevación que unen cada placa. Las variaciones de diseño se encuentran en las dimensiones de la barra de elevación y el espesor de la placa de revestimiento las cuales se deben de ajustar para cada aplicación. En los molinos en medio húmedo los revestimientos gruesos con elevadores altos son los más utilizados debido al desgaste que produce en esta operación. Cuando la molienda es en seco el espesor de los revestimientos y la altura es menor debido a que el desgaste disminuye.



**Figura 3. 7-44** Perfiles de los revestimientos. **Leyenda:** (1) Laina tipo escalón, (2) Laina tipo bloque, (3) Laina tipo onda simple, (4) Laina tipo Lorain, (5) Laina tipo unión y (6) Laina tipo de doble onda. Adaptado de Marcy Corporation (1966).

En las barras elevadoras en cuanto mayor sea el espacio entre ellos, mayor será la elevación que adquiera el medio de molienda. Cuanto más grande la altura de la barra mayor será la vida del mismo; pero un espacio mayor entre las barras expone las secciones de la carcasa al desgaste. Un diseño óptimo de los revestimientos de la carcasa debe equilibrar la producción, configuración de las laines y desgaste. (Giblett y Putland, 2019, p.474).

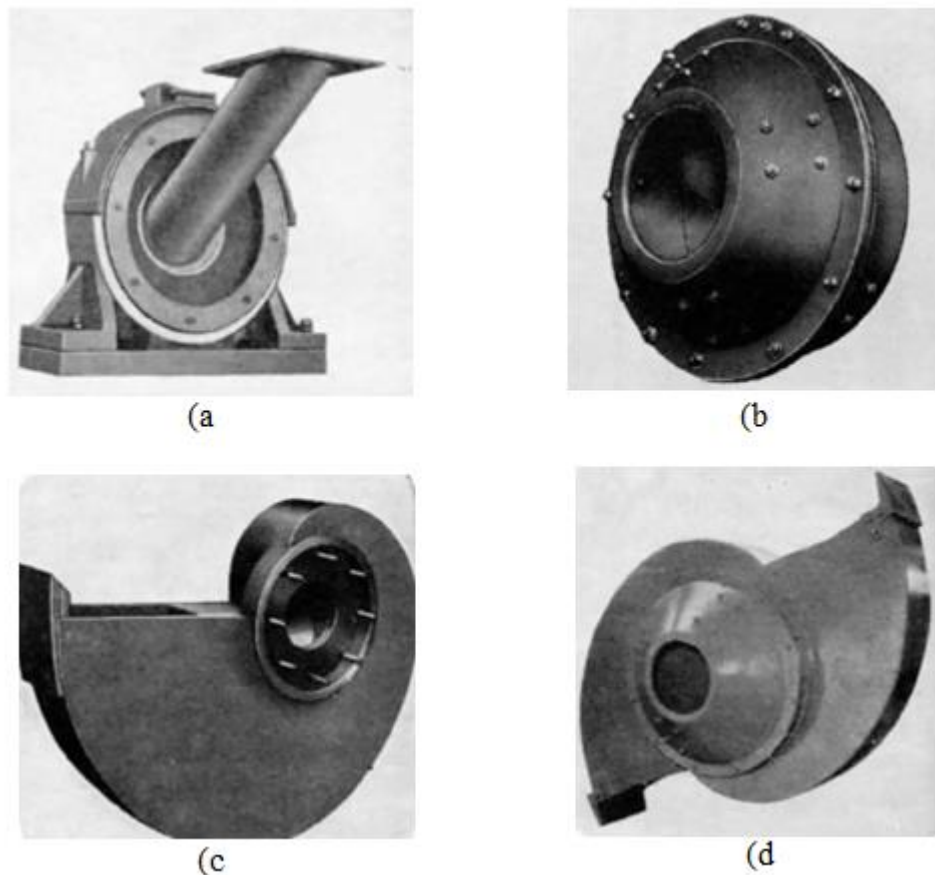
Wills y Finch (2016) hace mención que los revestimientos del molino es el costo más alto en la operación de los molinos. En algunas operaciones se emplean revestimientos de caucho, los cuales han presentado una mayor duración que los de acero. Los revestimientos de caucho son una desventaja cuando se realiza la adición de reactivos directamente al molino o cuando la temperatura sobre pasa los 80 °C.

**Alimentadores de molino.** El tipo de alimentador depende si la molienda se realizara en circuito cerrado o abierto, si la molienda será húmeda o seca y del tonelaje que se alimentara.

Cuando se trata de una molienda en seco el ingreso del material es mediante un alimentador vibratorio el cual descarga a un chute de alimentación. Para la molienda en húmedo la alimentación se puede dar mediante tres métodos el primero es con un alimentador tubular el cual consiste en un conducto cilíndrico que descarga al interior del muñón.

Estos alimentadores son utilizados en circuito cerrado con un hidrociclón como clasificador. Gupta y Yan (2016) mencionan como regla general que los hidrociclones se deben de ubicar por encima del molino de modo que la carga que no cumple con el tamaño del producto sea transportado por gravedad al alimentador tubular del molino (Figura 3.7-45).

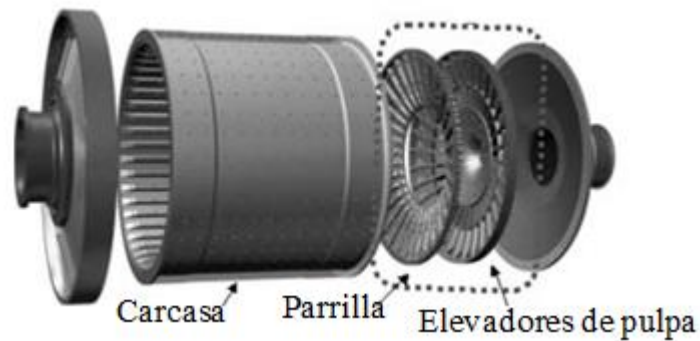
El segundo método de alimentación se da con un alimentador de tambor el cual se utiliza en lugar de un alimentador tubular cuando el espacio es limitado, la pulpa se alimenta a un tambor el cual tiene un espiral que descarga al interior del muñón. El tercer método de alimentación es el de tambor-cucharon este puede ser simple o doble el cual se utiliza en circuitos cerrados con un clasificador de rastrillos o espiral. El material se alimenta directamente al tambor, mientras el cucharon recoge las partículas gruesas del clasificador.



**Figura 3. 7-45** Alimentadores de molinos. **Leyenda:** a) Alimentador tubular, b) Alimentador de tambor, c) Alimentador de tambor- cucharon simple, d) Alimentador de tambor-cucharon doble. Adaptado de Marcy Corporation (1966).

**Rejilla de descarga y división del cabezal.** La división del cabezal y rejilla de descarga permite que el producto fluya fuera de la cámara de molienda. Ambos sistemas están construidos por placas perforadas que permite que el material fluya a través de ellas.

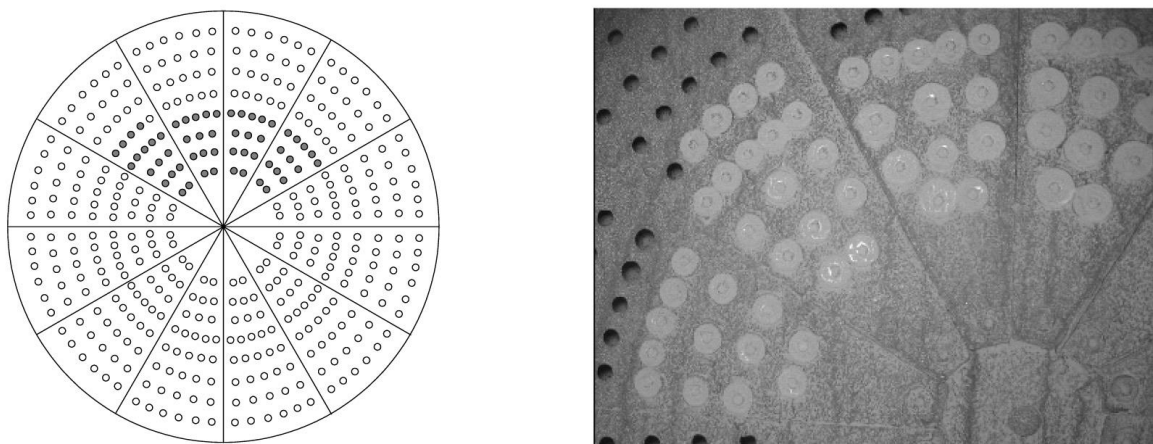
En el muñón de descarga se tiene un elevador y un cono central que dirige el material hacia fuera del molino. Estas piezas están hechas de acero de alto carbono o acero cromo-molibdeno para otorgarle una resistencia a la carga (Figura 7.3.46).



**Figura 3. 7-46** Diagrama de la parrilla de descarga en un molino de tambor. Wills y Finch (2016).

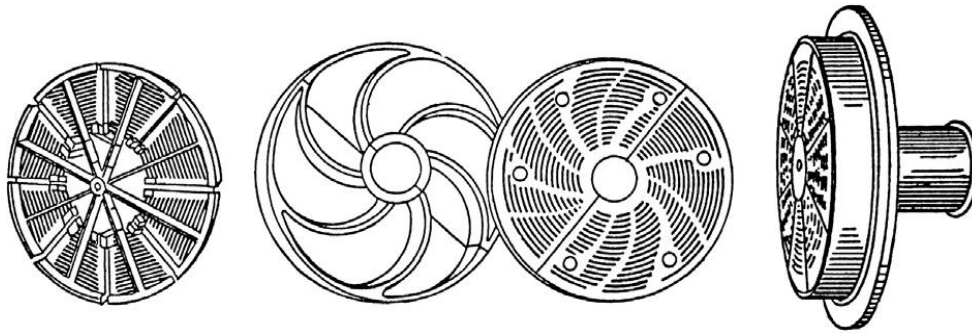
La aplicación de rejillas para la descarga tiene el objetivo de retener los medios de molienda y partículas grandes de material, permitiendo que las partículas finas y pulpa fluyan a través de éstas para su descarga. Consta de una estructura en forma de disco con diversos orificios que varían de acuerdo al diseño. La instalación de la rejilla se da mediante pernos que se fijan al tambor, en algunas ocasiones en operación se puede utilizar una doble rejilla la cual consta de dos discos (Figura 3.7-47).

Wills y Finch (2016) mencionan que las formas de los orificios de la rejilla pueden ser cuadradas, redondas o ranuras, las cuales van de tamaños que varían entre 10 y 40 mm. Además, menciona que en algunas instalaciones emplean orificios de gran tamaño (40 a 100 mm) para la extracción de guijarros.



**Figura 3. 7-47** Diseño de una parrilla de descarga en un molino piloto. Tomado de Hinde y Kalala (2008).

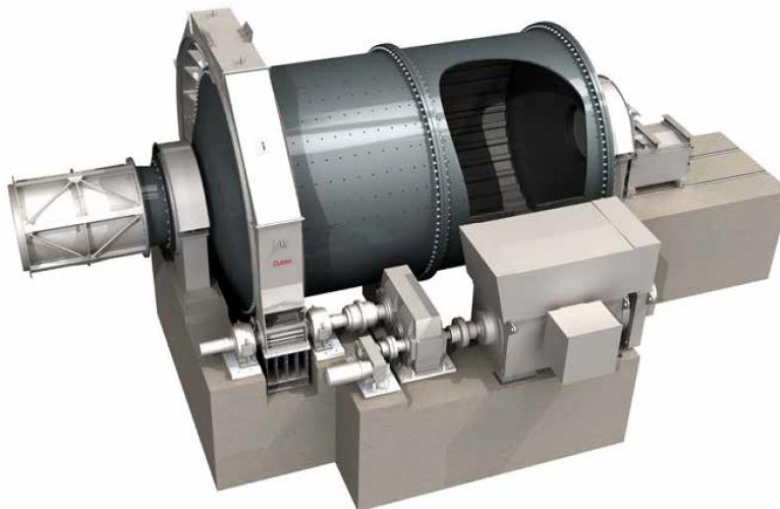
Posterior a las rejillas se encuentran elevadores interiores y exteriores de pulpa ubicados en el cabezal de descarga del molino el cual tiene el objetivo de levantar la pulpa y llevar la pulpa al muñón de descarga. La forma de los elevadores de pulpa puede ser en espiral, curvo o radial, ver Figura 3.7-48.



**Figura 3. 7-48.** Diseño de los elevadores de pulpa radial, espiral y curvo. Tomado de Wills y Finch (2016).

**Trommel de descarga.** Comúnmente se montan cribas cilíndricas llamadas trommel su objetivo es eliminar el material ajeno o medios de molienda del producto. Los trommel son cribas cilíndricas giratorias normalmente rotan entre el 35 % y el 45 % de la velocidad crítica, estos clasificadores se instalan con un ligero ángulo respecto a la horizontal para que la pulpa fluya a través del cilindro. En otros casos se emplean canaletas de acero en el interior para transportar el material a lo largo del cilindro.

El trommel se divide en dos categorías: aquellos que usan en la criba una placa perforada resistente a la abrasión que le otorga una larga vida. Otras categorías son aquellos que utilizan una malla de alambre o varilla en un marco de soporte otorgando una mayor área y mayor capacidad (Figura 3.7-49).



**Figura 3. 7-49.** Descarga de un molino con Trommel. Tomado de Telsmith “Washing and Classifying”.

### 3.7.5 MEDIOS DE MOLIENDA

El desarrollo de los molinos de tambor trajo consigo la necesidad del fabricar medios de molienda que se ajustaran a las necesidades de las diferentes operaciones otorgando una variedad de materiales, formas y tamaños. (Norman y Decker, 1982).

Una realidad es el desarrollo de bolas de cerámica para aplicaciones especiales en molinos de molienda fina u operaciones donde la contaminación de hierro resulta perjudicial para el proceso. Actualmente para la operación de molienda en el mercado se ofrecen diversos materiales que se adaptan a las necesidades del proceso un ejemplo es Union Process (2012) quien ofrece en su catálogo “Grinding Media” ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 15 y Material 16](#)) medios de molienda de diversos materiales como:

- Bolas de acero
- Bolas de Carburo de silicio
- Bolas de Acero al cromo
- Perlas de Óxido de circonio
- Cuentas Vidrio
- Bolas de Cerámica
- Bolas de Carburo de tungsteno
- Bolas de Alúmina
- Bolas de Nitruro de silicio
- Pellets de Nylon
- Perlas de óxido de circonio
- Perlas de silicato de circonio
- Perlas de acero (endurecido).

Las formas de los medios de molienda van desde bolas completamente esféricas, barras, cubos, cono de extremo simple o doble, bolas convexas, bolas de forma irregular y bolas elipsoidales. Las bolas completamente esféricas son la forma que ha reportado una eficiente capacidad de molienda, no presentan problemas de agrietamiento o desprendimiento durante la operación y su desgaste es homogéneo. Es por eso que en la actualidad esta forma predomina en la industria minera. Sin embargo, no se descarta la utilización de las demás formas dependerá del trabajo de molienda, la aplicación de barras resulta benéfico cuando la granulometría de alimentación resulta muy gruesa hasta de 2 pulgadas.

Para una correcta selección de la forma, material y tamaño del medio de molienda Union Process (2012) propone que se deben de considerar diversos factores como:

**Tamaño de alimentación.** Este es un factor a considerar para determinar el tamaño del medio de molienda, tomando en cuenta la premisa que medios de molienda pequeños no pueden romper fácilmente partículas grandes.

**Tamaño del producto deseado.** Este factor también se debe de considerar para determinar el tamaño del medio de molienda, tomando en cuenta que el producto deseado es muy fino se necesitara emplear medios de molienda pequeños, llegando a la necesidad de establecer una distribución de tamaños que lo permitan.

**Gravedad específica del medio de molienda.** Por lo regular los medios de molienda de alta densidad han otorgado mejores resultados. Los medios deben ser más densos que el material a moler como regla general.

**Dureza del medio de molienda.** Los medios de molienda deben de ser más duros que el material a moler para otorgar una mayor eficiencia de molienda. En consecuencia, el consumo de bolas o barras dependerá de la dureza y abrasión del material.

**pH de la pulpa.** El pH de la pulpa durante la molienda resulta una interrogante a considerar si durante la molienda se añaden reactivos. Es importante contemplar que algunos ácidos o bases fuertes puedan reaccionar con los medios de molienda. Cambiando las condiciones para el método de concentración.

**Contaminación.** El material resultante del desgaste de los medios de molienda puede afectar al producto. De acuerdo a las características del proceso esta contaminación puede llevar a recurrir a una eliminación del contaminante utilizando un separador magnético o un proceso de sinterización.

**Análisis de costos.** El consumo de medios de molienda debe ser rentable para la operación (costo/desgaste). Es importante valorar el costo, eficiencia de molienda, desgaste y vida útil de los medios de molienda para definir que la selección del medio de molienda es la correcta.

Además de estos factores es importante contemplar aspectos como las características de la alimentación, porcentaje de humedad (molienda en seco), características del molino, parámetros de operación del molino y diseño de los revestimientos.

**Características de las barras de molienda.** Las barras de molienda son fabricadas de acero de alto carbono o diferentes aleaciones de acero. El tamaño de las barras va de 1 ½” a 4” pulgadas de diámetro y longitudes que van de 10 a 20 ft. Los diseños de las barras deben de tener una tolerancia de desviación máxima de ¼ pulgadas en línea recta en 5 pies por lo tanto la construcción de las barras conlleva un control muy estricto.

Los tamaños utilizados en los molinos van de 5” hasta 1 ½” de diámetro, la longitud de las barras debe de ser 6” o 9” más cortas que la longitud que existen entre los revestimientos de los cabezales. Cuando la carga de las varillas es demasiado grande la alimentación se realiza de manera mecánica; cuando la carga se realiza desde una maquina las barras son menos propensas a enredarse y tienen una menor probabilidad de romperse La carga debe de ser regular para mantener un consumo de energía.

Por lo regular están construidas con un material que presenten una alta resistencia a la abrasión y una ductilidad alta. De tal forma que las barras se desgastan en secciones delgadas evitando romperse y doblarse perdiendo su longitud original.

Cuando las barras se rompen prematuramente se afecta la acción de molienda de la carga de barras, se reduce la velocidad de molienda y la eficiencia. Actualmente las barras son endurecidas con aleaciones de cromo, molibdeno o vanadio y un tratamiento térmico con el objetivo de aumentar su resistencia a la abrasión. De acuerdo a Norman y Decker (1982) una barra endurecida presenta entre un 15 % y un 25 % más de resistencia a la abrasión.

Es importante considerar que cuando se colocan barras en el molino se debe procurar seguir un procedimiento para mantener una densidad aparente de la carga total, lo recomendable es dejar un espacio vacío del 22 % debido al peso de las nuevas barras. Otro factor importante a considerar en la carga es eliminar las barras rotas, porque aumenta el espacio vacío reduciendo la eficiencia de trituración. En las tablas de los proveedores se muestran cargas de equilibrio y datos de las barras tamaño, peso, densidad, consumo por tonelada recomendado o pies por tonelada y área de contacto.

**Características de las bolas de molienda.** La elección de la composición de la bola depende del material a moler y el tamaño de bola requerido. Para tener una correcta operación las bolas deben de ser lo más esféricas posibles y la alimentación de la carga de bolas debe de ser constante para mantener la demanda de energía dentro del rango óptimo. Las bolas de molienda varían de un tamaño desde 3/4 a 5 pulgadas, en algunos casos especiales los proveedores pueden suministrar tamaños de bolas hasta de 1/8 de pulgada para obtener un producto fino. De igual forma se encuentran disponibles bolas de cerámica con un alto contenido de alúmina con tamaños similares.

El tamaño de las bolas y la abrasión del material a las que están expuestas durante la molienda son factores a considerar para la selección del material adecuado. En un inicio el material más utilizado era acero de alto carbono posteriormente se encontró una mayor resistencia a la abrasión cuando se realizaba una aleación con cantidades de manganeso o cromo hasta llegar a aleaciones de acero de alto carbono con cromo- molibdeno o níquel-cromo (Ni-hard).

Actualmente la mayoría de bolas llevan un control estricto de calidad además de un proceso de endurecimiento mediante aleaciones y tratamientos térmicos, otorgando un aumento en su tenacidad, dureza y una mayor resistencia a la abrasión. En las tablas de los proveedores se muestran tablas de distribución de la carga inicial y características de las bolas como diámetro nominal, peso, densidad, área de contacto y consumo de bolas por tonelada.

### 3.7.6 DISEÑO DEL SISTEMA DE REVESTIMIENTOS

Es importante que los revestimientos de la carcasa logren el movimiento de correcto de la carga, es por eso que el diseño del sistema de revestimientos a emplear sea el correcto para la operación del molino. Cada perfil permite que la carga siga trayectorias establecidas mediante el modelado de elementos discretos (DEM).

Giblett y Putland (2019) mencionan que el diseño del sistema de revestimiento debe considerar varios factores para garantizar el rendimiento del molino, estos factores son:

- Selección del material del revestimiento.
- Perfiles de los revestimientos.
- Altura de los elevadores y espaciado.

El objetivo de la selección del material es otorgar una vida útil de las linternas para soportar el trabajo de molienda, el espacio debe ser el adecuado para evitar que el material se atasque y la altura de los levantadores debe ser el apropiado para mover la carga pero no para causar impactos excesivos al sistema de revestimiento.

Como regla Giblett y Putland (2019) indican que entre mayor sea el espacio entre los elevadores, estos deben de ser altos para elevar la carga, por otro lado, cuanto mayor sea la altura de los elevadores mayor será su vida útil. El diseño óptimo es aquel que logre un equilibrio entre el espacio y la altura de los elevadores para evitar exponer las placas de la carcasa, además de permitir la producción deseada, controlar en el desgaste de los revestimientos y elevadores.



## Material de los revestimientos.

El material más utilizado en los molinos SAG son de acero al cromo con un alto contenido de carbono, los revestimientos de acero al alto cromo se utilizan en molinos de barras y bolas. Los revestimientos de caucho son utilizados en equipos de molienda secundarios y terciarios. Recientemente se utilizan revestimientos compuesto, es decir con una base de caucho que incluyen injertos de acero para molinos de primarios y secundarios como los AG y SAG (Powell et. al, 2006, pp. 331)

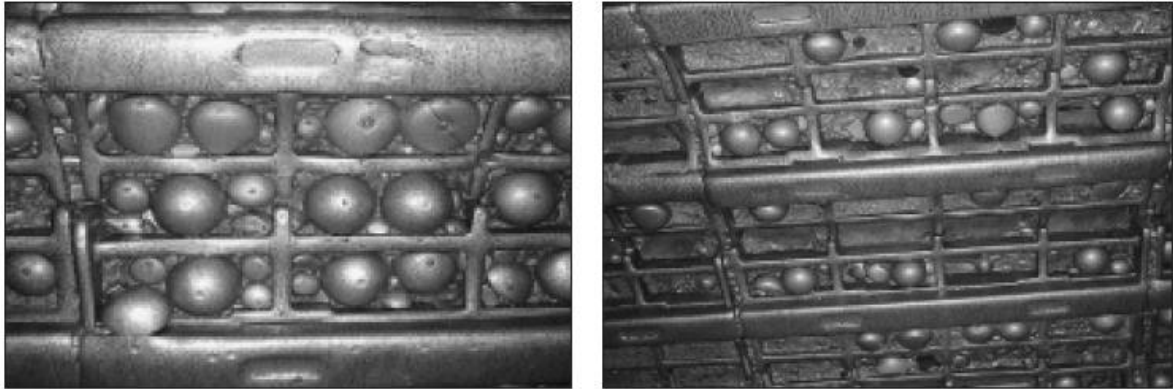
De acuerdo con Powell et. al (2006) indica que la selección del material está en función de la aplicación, abrasividad del mineral, tamaño del molino, ambiente corrosivo, tamaño de bolas y velocidad de rotación del molino.

Es importante considerar en la selección del material de revestimiento el costo del material, costo de instalación y vida útil. Los principales materiales de los revestimientos son acero austenítico al manganeso, acero cromo - molibdeno, acero - níquel - caucho y caucho - acero.

## Perfiles de revestimientos.

Los perfiles más utilizados son los de onda simple, onda doble, tipo barras elevadoras, escalonado, placa de dos piezas, lisos y tipo Lorain. Powell et. al (2006) propone la siguiente clasificación de los principales tipos de revestimientos:

- **Revestimientos sólidos.** Estos revestimientos en su construcción tienen un elevador y un forro, son fáciles de instalar, pero su peso es muy alto además que solo su desgaste justifica su cambio.
- **Elevador removible.** Es un revestimiento con un elevador removible le permite ser cambiado de lugar, maximizando la vida útil de los revestimientos. Los inconvenientes es que su instalación involucra más componentes y en caso de no ajustarse de manera adecuada pueden desprenderse.
- **Revestimientos de rejilla.** Los revestimientos de rejilla cuentan con un sistema donde el medio de molienda se acopla a la estructura de la rejilla y forma parte del revestimiento. Estos revestimientos tienen un perfil plano, ligero y utilizan la dureza de los medios de molienda para proporcionar un desgaste efectivo. Por lo regular son construidos de acero al manganeso para adaptarse a las bolas de acero. Un inconveniente de este tipo es la seguridad en la supervisión del molino debido a que las bolas pueden desprenderse de la rejilla (Ver, Figura 3.7-50).



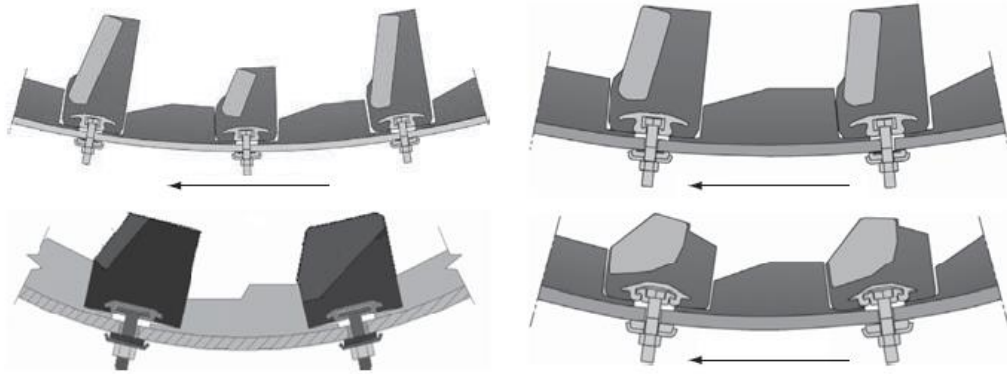
**Figura 3. 7-50.** Revestimientos de rejilla. Tomado de Kawatra et al. (2006).

- **Revestimientos de ondas.** Estos revestimientos se utilizan en molinos de bolas, durante la operación el perfil se mantiene a medida que se desgasta.
- **Revestimiento perfilado unidireccional.** Los elevadores de este tipo tienen diferentes perfiles en la parte delantera y trasera. Esta característica permite la elevación de más material sobre el ancho del elevador, el inconveniente es que el molino solo puede operar en una dirección.
- **Revestimientos de doble onda.** Este perfil proporciona un desgaste consistente a lo largo de la vida útil del revestimiento. El ángulo de la onda debe calcularse para evitar que la bola ruede y no se produzca la acción de molienda.
- **Revestimientos de caucho.** Estos revestimientos aportan una resistencia alta a la abrasión evitando contaminar la carga. La mejora de este material permite que se emplee en molinos primarios y secundarios (Ver, Figura 3.7 -51).



**Figura 3. 7-51.** Revestimientos de caucho. Tomado de Kawatra et al. (2006).

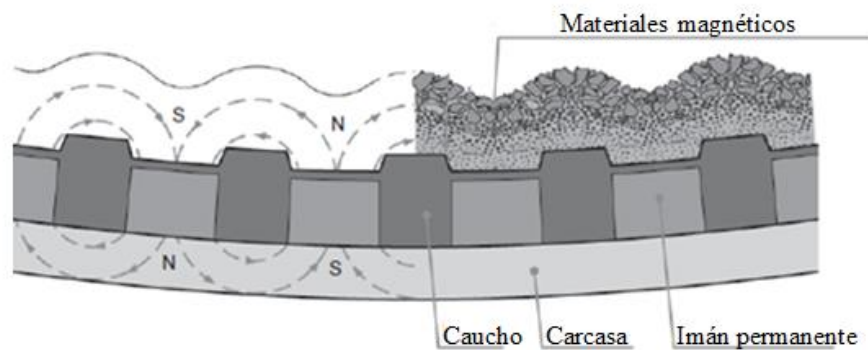
- **Revestimientos de caucho y acero.** Estos revestimientos son también llamados lanas compuestas es decir las barras elevadoras son de acero y las placas son de caucho; otra opción es elevadores de caucho y cara delantera de acero. Durante su construcción la unión del caucho y acero se otorga desde su fabricación y el acoplamiento de pernos para asegurar su unión durante la operación del molino. Estos revestimientos permiten una elevación constante a diferencia de los revestimientos de metal que sufren un desgaste progresivo durante la operación disminuyendo la acción de elevación (Ver, Figura 3.5-52).



**Figura 3. 7-52.** Revestimientos compuestos. Tomado de Kawatra et al. (2006).

- **Revestimientos magnéticos.** Estos revestimientos consisten en imanes incrustados perenemente en las placas de caucho, se mantienen en la carcasa sin la necesidad de pernos. El objetivo es atraer el material magnéticamente disponible en la carga para conformar una capa que obtenga un perfil de onda. Estos revestimientos son de un grosor menor que los revestimientos convencionales por lo tanto se tiene un mayor diámetro efectivo. De acuerdo con Powell et. al (2006) estos revestimientos permiten reducir al menos un 10% el consumo de energía.

De acuerdo por Powell et. al (2006) estos revestimientos solo son aplicables a molinos con un diámetro máximo de 12 ft y un tamaño de bola máximo de una pulgada y para molinos con un diámetro menor a 12 ft se puede utilizar bolas de 1 ½ pulgadas, esto con el objetivo de no dañar los imanes (Ver, Figura 3.5 -53).



**Figura 3. 7-53.** Revestimientos magnéticos. Tomado de Kawatra et al. (2006).

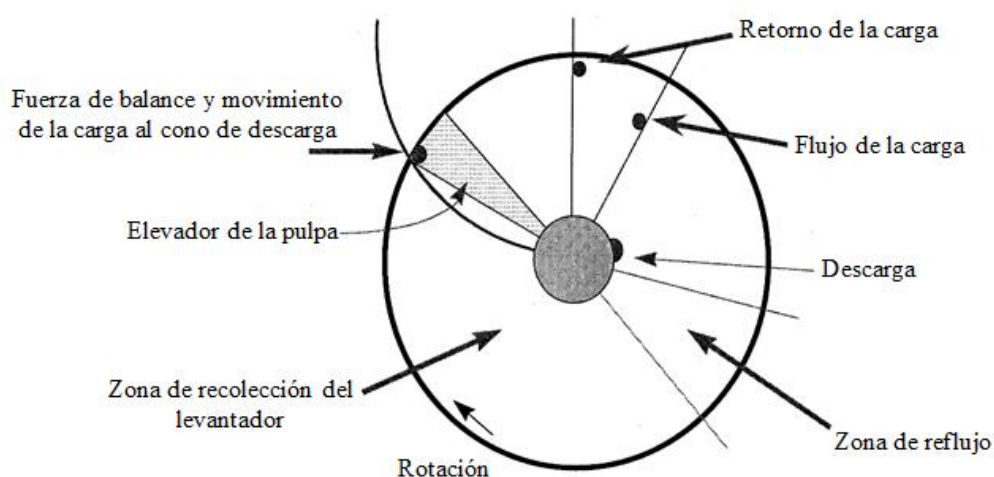
**Espaciamiento de los elevadores.** Giblett y Putland (2019) mencionan que Meaders y MacPherson en el año de 1964 realizaron diversas pruebas piloto de molinos AG y establecieron una relación entre espacio y la altura (A: B) de los elevadores como 4:1.

Esta relación en los molinos pilotos otorga una alta capacidad, posteriormente se desarrolló una expresión para calcular la altura del elevador considerando que la velocidad  $C_s$  esta expresión es:

$$B = (1 - C_s)xA \quad (3.7.11)$$

Donde "A" es el espacio entre los elevadores, "B" es la altura de los elevadores y  $C_s$  porcentaje de la velocidad crítica en fracción.

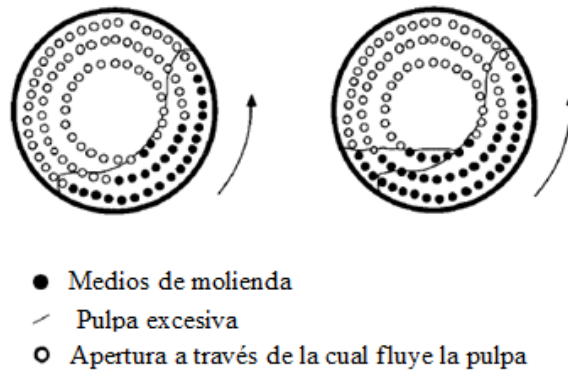
**Elevadores de pulpa.** Los elevadores de pulpa están diseñados para recibir el material que fluye a través de la parrilla, tomarlo, levantarlo y descargarlo a través del muñón de descarga. De acuerdo con Royston (1999) para lograr la descarga de la pulpa se necesita la interacción de la fuerza gravitacional, fuerza centrífuga y la fricción del material con la carcasa generando diferentes etapas en el movimiento de la carga sólida que se muestran en la Figura 3.7-54.



**Figura 3. 7-54.** Etapas de la carga de sólidos en los elevadores de pulpa. Adaptado de Royston. (1999).

Los elevadores de pulpa constan de una serie de elevadores en forma radial, espiral o curva. A medida que el elevador se mueve con la rotación del molino, la pulpa es levantada y eventualmente se desliza hacia abajo de los elevadores al cono de descarga. El diseño de elevadores de pulpa más común es el radial.

Morrell y Latchireddi (2001) mencionan que la pulpa que se acumula en el cabezal de descarga se conoce como retención y está conformada por sólidos que ocupan los espacios vacíos entre los medios de molienda. De acuerdo por lo observado por Morrell y Latchireddi (2001) si el porcentaje de sólidos aumenta debido a un aumento en el caudal de alimentación en el molino se tendrá un mayor retención pero si se alcanza el límite donde los sólidos en suspensión es mayor que el volumen de los espacios en la carga se llega un punto donde se tiene una acumulación de sólidos llegando a un estado crítico donde la pulpa se comience a derramar fuera del muñón de alimentación, en la Figura 3.7-55 se muestra ese punto de acumulación de sólidos.

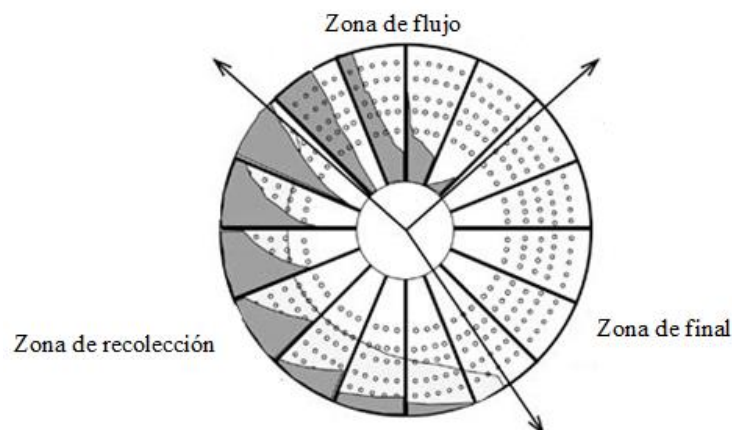


**Figura 3. 7-55.** Puntos de acumulación en la descarga. Adaptado de Morrell y Latchireddi (2001).

Morrell y Stephenson (1996) indican que esta acumulación trae consigo cambios el consumo de energía y reduce la eficiencia de molienda. Este cambio en la potencia se puede ver reflejado en la siguiente expresión empírica desarrollada por Morrell y Latchireddi (2001) para molinos SAG y AG en circuito cerrado.

$$495 + (12.9 * \text{masa de la carga}) - (693.1 * \text{porcentaje de recirculación}) = kW \quad (3.7.12)$$

La ineficiencia del diseño de los elevadores de pulpa con respecto a la descarga de parrilla se atribuye al desequilibrio entre la descarga del molino y la carga circulante. Esto se puede ilustrar en la Figura 3.7-56 donde el conjunto de los revestimientos de descarga se divide en tres zonas según el funcionamiento del molino durante cada revolución (Morrell y Latchireddi, 2001, pp. 60).



**Figura 3. 7-56** Zonas de descarga de los elevadores de pulpa. Adaptado de Morrell y Latchireddi (2001).

Cuando el molino se encuentra operando la carga del molino ocupa la zona de recolección, donde cada elevador pasa a través de esta zona acumulando material en la cámara del elevador. El material recolectado es llevado a la zona de flujo donde comienza a descender llegando al centro para su descarga.

Conforme se eleva la carga en la zona de recolección también un porcentaje de material retorna al molino a través de los revestimientos de rejilla. Si la carga no se descarga en la zona de flujo antes de llegar a la zona final pasa a la zona de recolección iniciando el ciclo, esto ocurre cuando la velocidad de rotación es del 85 % a 90 % de la velocidad crítica. Morrell y Latchireddi (2001) mencionan que si el retorno de pulpa es alto se requiere cambiar el diseño de los orificios de los revestimientos de rejilla aumentando su área.

Royston (1999) menciona que cuando la velocidad de rotación es alta es decir 80 % o más es común utilizar elevadores rectos, esto se debe a que será menor la distancia recorrida por el material para su descarga. Una desventaja de este diseño es que los canales entre elevador y elevador que descargan en el cono se encuentran en línea recta se corre el riesgo que el material se desvíe cuando el molino sigue rotando.

El diseño en espiral y curvo promueve el movimiento temprano de la carga y proporcionan la descarga completa de los sólidos a velocidades menores al 80 % de la velocidad crítica. La aplicación de un diseño dependerá de las características de la pulpa (porcentaje de sólidos), el desgaste de los revestimientos (fricción de arrastre), diseño de los revestimientos de parrilla, el diámetro del molino, área entre elevadores, número de elevadores, tamaño de los elevadores, velocidad de rotación, caudal de alimentación y volumen de la carga.

### 3.7.7 VARIABLES EN EL DISEÑO DE MOLINOS

Pocos son los artículos que tratan esta problemática Svalbonas (2002) redactó una guía para conocer las variables a considerar en el diseño de un molino que conlleva conceptos estructurales, mecánicos y eléctricos. Pero antes de llegar a la construcción se deben definir diversas variables fundamentales de molienda para establecer el diseño del molino y poder llegar a la selección de circuito, estos requisitos son:

- Características de la alimentación
- Tamaño de alimentación y producto deseado
- Tipo de molienda
- Selección del tipo de molino
- Tamaño del molino (diámetro y longitud)
- Selección del medio de molienda y el cálculo de su carga
- Distribución de tamaños del medio de molienda
- Densidad del medio de molienda
- Consumo de medios de molienda
- Establecimiento de la carga del molino y volumen
- Capacidad del molino
- Sistema de alimentación y descarga
- Altura de la carga
- Rotación del molino y velocidad crítica
- Diseño de las lánas
- Consumo de energía
- Sistema de transmisión
- Cálculo del tamaño de motor
- Requerimientos para su operación
- Análisis de los costos de capital y costos de operación.

El entendimiento de estas variables da como resultado un aproximado del rendimiento del equipo, estas variables pueden cambiar durante la vida útil del molino. El diseño de los molinos no es constante durante la operación el tamaño, volumen de los medios de molienda y velocidad crítica pueden cambiar; si las características del mineral cambian. Estos cambios obligan a un ajuste en los parámetros antes mencionados es por esto que en la actualidad el monitoreo de estos equipos resulta crítico, los molinos son los equipos en los circuitos que tienen un mayor costo de inversión y operación.

Un buen diseño para un sistema de molienda permite a los futuros operadores una flexibilidad en la operación. Para lograr esto el diseñador del molino debe de considerar todos los parámetros de diseño, estructurales y mecánicos para proporcionar un margen de seguridad para cambios a futuro en la operación (Svalbonas 2002, p.741).

Svalbonas (2002) indicó que los requisitos mecánicos están controlados por la potencia acordada para el funcionamiento de equipo. Las variables que afectan al diseño estructural son la potencia, tipo y tamaño de molino, peso del molino, carga del molino, configuración las lánas, sistema de descarga, volumen del medio de molienda.

### **Tamaño y forma del molino.**

Estas variables están relacionadas con la configuración del molino de acuerdo con el fabricante (cilíndrico o cilíndrico-cónico), además de cómo se monta que puede ser en los muñones o en la carcasa. Una vez que se selecciona el tipo de molino el fabricante otorga datos de las dimensiones, volumen, relaciones de su longitud y peso aproximado de la carcasa y de la unidad en su totalidad. En el mercado se pueden encontrar tres diseños de molinos:

- Cilíndricos con extremos planos
- Cilíndricos – cónicos con un ángulo de 15° respecto a la horizontal en sus extremos
- Cilíndricos – cónicos con un ángulo de 30° respecto a la horizontal en sus extremos.

Comparando las formas de los molinos se puede apreciar que los molinos que en sus extremos son cónicos, otorgando un mayor volumen que los puramente cilíndricos. Pero los molinos cilíndricos otorgan un mayor flujo de la pulpa en la cámara de molienda.

Comúnmente lo que buscan los encargados del diseño es que el volumen del molino permita la mayor eficiencia cumpliendo con el tamaño del producto. Svalbonas (2002) menciona que realizar la selección del molino únicamente por el volumen que establece el fabricante es totalmente erróneo, lo correcto es realizar el cálculo del volumen requerido tomando en cuenta la carga y los medios de molienda. Sin olvidar las limitaciones puede presentar el área de la instalación, las restricciones de la estructura y los costos de las laines.

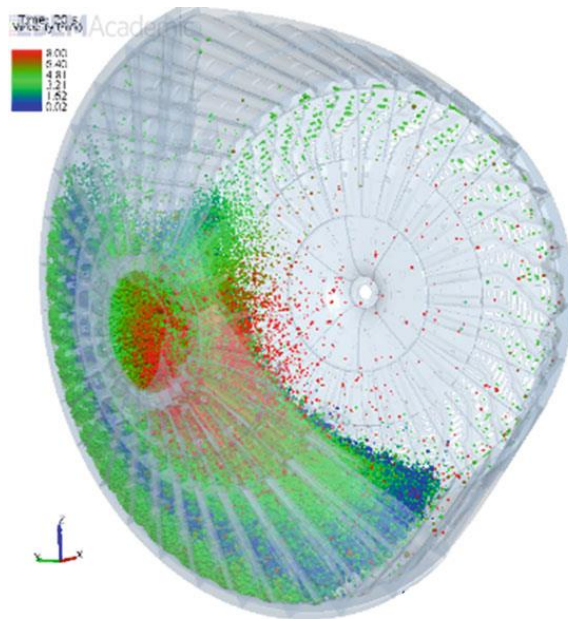
### **Configuración de las laines.**

Svalbonas (2002) establece que el sistema de revestimiento para el diseño estructural se considera como peso muerto. Esto significa que la carga total del revestimiento tiene un límite establecido en el diseño. Es importante considerar que en la carga del molino los medios de molienda causaran un desgaste a los revestimientos de forma gradual, por lo tanto agregar medios de molienda adicionales a lo establecido generara cambio en el peso de las laines conforme se desgasten y en la carga viva por lo tanto se deben de establecer límites, bajo esta consideración todo ajuste en la carga debe considerar el factor de seguridad del diseño estructural.

Para garantizar un rendimiento aceptable del molino en la configuración de los revestimientos, se deben de considerar varios factores como el material del revestimiento, el perfil del revestimiento que incluye altura y espacio entre los elevadores. Estos parámetros son claves para el diseño, el objetivo de seleccionar el material de los revestimientos es garantizar una vida útil prolongada durante la operación, el espaciado debe evitar que los sólidos se apelmacen entre los elevadores y el perfil del elevador debe de permitir que la carga del molino se mantenga en movimiento, garantizando que la carga no cause impactos excesivos al revestimiento (Giblett y Putland, 2019, p.474).

En cada configuración de los revestimientos es importante realizar un estudio de la trayectoria de los medios de molienda para asegurar que los revestimientos permitan los efectos de catarata y cascada de manera eficiente, en la Figura 3.7-57 se muestran estos estudios realizados con modelados de elementos discretos DEM en un modelo 3D.





**Figura 3. 7-57** Modelado de los elevadores mediante DEM. Tomado de Merkus y Meesters (2016).

Svalbonas (2002) hace énfasis en que un incorrecto cálculo de los medios de molienda y mineral, acompañado de una mala separación y configuración de los elevadores puede traer grandes accidentes generando fallos en la estructura del molino.

### **Sistema de descarga.**

Actualmente el tamaño de los molinos ha crecido por la necesidad de moler grandes cantidades de mineral, por lo tanto, se requiere de sistemas de descarga que puedan ser capaces de manejar grandes volúmenes. Los sistemas de descarga que más preocupa a los diseñadores es el diseño estructural del trommel. Cuando se decide utilizar este clasificador en la descarga se debe procurar que su estructura sea capaz de soportar grandes cargas. De lo contrario puede llevar a grandes accidentes como un fallo entre la carcasa y el trommel, además de una ruptura de las rejillas del clasificador (Svalbonas, 2002).

Es importante considerar el espacio donde se instalará el molino, que durante la operación el trommel tendrá diferentes alturas para permitir el flujo de la pulpa y contemplar diferentes condiciones de trabajo a las cuales puede enfrentar la estructura del trommel (cargas imprevistas y condiciones de desgaste). Se deben de plantear dos escenarios de la carga en el trommel:

- 1.- Una carga operativa que contemple la posible acumulación de medios de molienda en el interior del trommel.
- 2.- Una carga accidental contemplando el peor de los casos (la parrilla está rota o el trommel presente algún daño). Con el fin de establecer límites en la operación como el tiempo que puede mantenerse el trommel operando antes de llegar al paro del equipo.

Esto permite obtener un diseño para establecer el desgaste de la estructura a larga plazo teniendo en cuenta las cargas y desgaste programado, comparándolo con los datos del fabricante.

### **Carga máxima del molino.**

El consumo de energía se traduce como el trabajo que debe de realizar el motor para lograr rotar la carga del molino. El diseño estructural del molino debe de diseñarse para las condiciones de carga máxima del molino. Por lo tanto, se deben de considerar la densidad de la pulpa, carga y volumen de los medios de molienda. Una vez establecida la carga máxima del molino se debe de contemplar el movimiento del molino para asegurar que la estructura se segura.

Cuando se pone en marcha un molino de gran diámetro se debe poner atención es el estado de las laines y el tiempo de inicio de rotación del molino (trabajo en frio del molino), el cual no debe de ser un arranque rápido. El movimiento de cascada en especial cuando se utilizan bolas puede resultar más violento provocando que estas sean proyectadas directo sobre las laines debido a que la carga no fluye en la parte inferior de la carcasa. La frecuencia de arranques rápido puede causar daños a la carcasa, si el desgaste de las laines es grande. En otros casos los pernos de la carcasa se pueden debilitar generando problemas en el atornillado. (Svalbonas, 2002, 846).

Para dar solución a estos problemas Metso Minerals propone que en el arranque del molino se contemple la posibilidad de trenes de transmisión para arranques lentos, constante monitoreo a las laines y un arranque pendulante del molino para permitir que la carga oscile en la parte inferior de la carcasa para evitar golpes bruscos sobre la estructura del molino.

## REFERENCIAS

- Anderson S. y Burford B. (2006). IsaMill- The Crossover from Ultrafine to Coarse Grinding. *Metallurgical Plant Design and Operating Strategies (MetPlant 2006)*, 10-30. ([Material Digital: Subcarpeta 2.9 - Material 21](#))
- Azzaroni E. (1981). Grinding media size and multiple recharge practice. *Second Asian Symposium of Grinding Media*
- Bond (1958). Grinding ball size selection. *Mining Engineering (AIME)*
- Burchardt E. (2014). “Dry finish grinding with HPGRs: The next step ahead in mineral comminution. XXVII International Mineral Processing Congress. 2-11.
- Burroughs G. (1991) *Materials Beneficiation* (p. 48). Springer- Verlag.
- Buzzi L. y Battista G. (2019). FCB Horomill turns 25. *International Cement Review*. Italy.
- Callow I. y Moon A. (1982). Types and Characteristics of Grinding Equipment and Circuit Flowsheets. En *Design and Installation of Comminution Circuits*. Editado por Mular A. & Jergensen V. Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME), 706 – 708.
- Carsten G., Shmitz S., Stapelmann M. y Dardemann F. (2012). Latest Installations and Developments of Loesche Vertical-Roller-Mills in the ore industry. XXVI International Mineral Processing Congress, 1096.
- Cement International (2013). 20 years of the Horomill- a review. No.4, pp. 76-81.
- Cordonnier A. (1994). A New Grinding Process HOROMILL, 8<sup>th</sup> European Symposium on Comminution. Stockholm, Sweden. 1-8
- Cordonnier A., Evrard R. y Obry C. (1995). New Compression Grinding Technologies. *Proceeding of the XIX International Mineral Processing Congress – Comminution, Simulation & Control-Vol 1*.
- Crocker B. (1985). Pebble Mills. En *Mineral Processing Handbook*. Editado por Weiss N. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME. 3C-94 – 3C-96.
- Daniel M., Klein B. y Wang C. (2019). High-Pressure Grinding Roll Technology. *Mineral Processing & Extractive Metallurgy*. Editado por Dunne Robert C, Kawatra Komar S. & Young Courtney A. Englewood, Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME), 443 - 461.
- Davey G. (2006). Fine grinding applications. Using the Metso Vertimill Grinding Mill and the Metso Stirred Media Detritor (SMD) in Gold Processing. *Proceedings of the 38<sup>th</sup> Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors*, 252 – 261([Material Digital: Subcarpeta 2.9 - Material 23](#)).
- FLSmidth VXPmill. (2011). FLSmidth VXPmill, Rev1/12//2014al-us.
- Fuerstenau C. y Han K. (2003). *Principles of Mineral Processing* (pp. 82 - 94). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Gaudin A. (1939). *Principles of Mineral Dressing* (pp. 103-106). McGraw – Hill Book Company.
- Giblett A. (2019). *Grinding Technologies. Mineral Processing & Extractive Metallurgy*. Editados por Dunne Robert C, Kawatra Komar S. & Young Courtney A. Englewood, Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME), 518 - 526.
- Giblett A. y Putland B. (2019). *Grinding Circuit Flow Sheets*. En *Mineral Processing & Extractive Metallurgy*. Editado por Dunne C., Kawatra S. & Young A. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME), 485 - 496.
- Gupta A. y Yan D. (2016), *Mineral Processing Design and Operations*. (pp. 189 -191) 2a ed. Elsevier B.V.
- Hinde A. y Kalala J. (2008). Pilot and laboratory test procedures for the design of semiautogenous grinding circuit treating platinum ores. *Third International Platinum Conference, The Southern African Institute of Mining and Metallurgy*. Paper 58, pp. 1-10.
- Horomill Fives FCB (2015). Horomill the sustainable grinding mill par excellence.

- Jankovic A., Clarke W. y Valery G. (2016). Design and implementation of an AVC grinding circuit at BHP Billinton Cannington (pp. 1 – 11). Department of Mining Engineering University of British Columbia. Vancouver, Canadá.
- Latchireddi S. (2014). Improving AG/SAG Mill Performance with Optimized Pulp Discharge Design, pp. 511 – 518.
- Latchireddi S. R. y Morrel S. (1997). A New Design of Pulp Lifter for Grate Discharge Mills. Sixth Mill Operators' Conference, p.p. 57 - 62.
- Lichter H. y Davey G. (2002). Selection and sizing of ultrafine and stirred grinding mills. En Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Editado por Mular A., Halbe N. y Barratt J. Littleton. Society for Mining, Metallurgy & Exploration, Inc. (SME), pp. 783 – 800.
- Lichter H. y Davey G. (2002). Selection and sizing of ultrafine and stirred grinding mills. En Mineral Processing Plant Design, Practice and Control. Editado por Mular A., Halbe N. y Barratt J. Littleton. Society for Mining, Metallurgy & Exploration, Inc. (SME), pp. 783 – 800.
- Marcy Corporation. (1966). Catalog 101-B Ball and Rod Mill.
- Merkus H. y Meesters G. (2016). Production Handling and Characterization of Particulate (pp. 180). Particle Technology Series. Springer International.
- Metso Minerals Industries, Inc. Vertimill Grinding Mills & Stirred Media Detritor .2357-10-1f, pp. 2-7.
- Michael D., Bern K. y Chengtie W. (2019). High-Pressure Grinding Roll Technology. Mineral Processing & Extractive Metallurgy. Editados por Dunne Robert C, Kawatra Komar S. & Young Courtney A. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME), 443 - 461.
- Morrell S. y Latchireddi S. (2001). The operation and interaction of grates and pulp lifter in autogenous and semi-autogenous mills. The AusIMM Proceedings Vol 306 No. 1, pp. 59 – 64.
- Morrell S. y Stephenson I. (1996). Slurry discharge capacity of autogenous and semi-autogenous mills and the effect of grate design. International Journal of Mineral Processing 46, 53 -72.
- Mosher J. (2011). Crushing, Milling and Grinding. En Mining Engineering Handbook. Editado por Darling P. Society of Mining, Metallurgical and Exploration, Inc. (SME) 1461 – 1478.
- Nielsen B., Lehto H. y Musuku B. (2016). Design, Installation, Commissioning and Operation of Fine Grinding Technology at the Kevitsa Mine. 13<sup>th</sup> AUSIMM Mill Operators' Conference, 59 – 65.
- Nordberg Process Machinery (1971). Grinding Mills Ball, Rod and Pebble. Nordberg-Divison of Rex Chainbelt Inc.
- Nordberg Process Machinery. (1971). Grinding Mills, Bulletin 463, p.p. 4-26.
- Norman T. y Decker D. (1985). Tumbling mill characteristics. En Mineral Processing Handbook. Editado por Weiss Norman L. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME. 3C-3 – 3C-10.
- Ntsele C. y Allen J. (2012). Technology selection of stirred mills for energy efficiency in primary and regrinding applications for the platinum industry. The Southern African Institute of Mining and Metallurgy, 718 – 792 ([Material Digital: Subcarpeta 2.9 - Material 22](#)).
- Outotec. (2013). Grinding Technologies. Finland. p. 9.
- Outotec. (2015). Outotec HIGmill. "Outotec technology for fine and ultra-fine grinding in mineral processing".
- Polycorp. (2019). Revestimientos para Molino y Sistemas de Descarga diseñados para ofrecer un alto rendimiento. POLYCORP LTD 33.
- Powell M., Smit I., Radziszewski P., Cleary P., Rattray B., Klas-Goran E. y Schaeffer L. (2006). The Selection and design of mill liners. En Advances in Comminution. Editado por Kawatra S.K. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME), pp. 331-376.
- Putland B. y Siddall L. (2007). Process Design and Implementation Techniques for Secondary Crushing to Increase Milling Capacity. SME Annual Meeting 2007, pp. 1-5.
- Putland B., Kock F. y Siddall L. (2011) Single Stage SAG/AG Milling Design, Conference Processing Vancouver: Mining and Mineral Process Engineering University of British Columbia pp. 1-11.

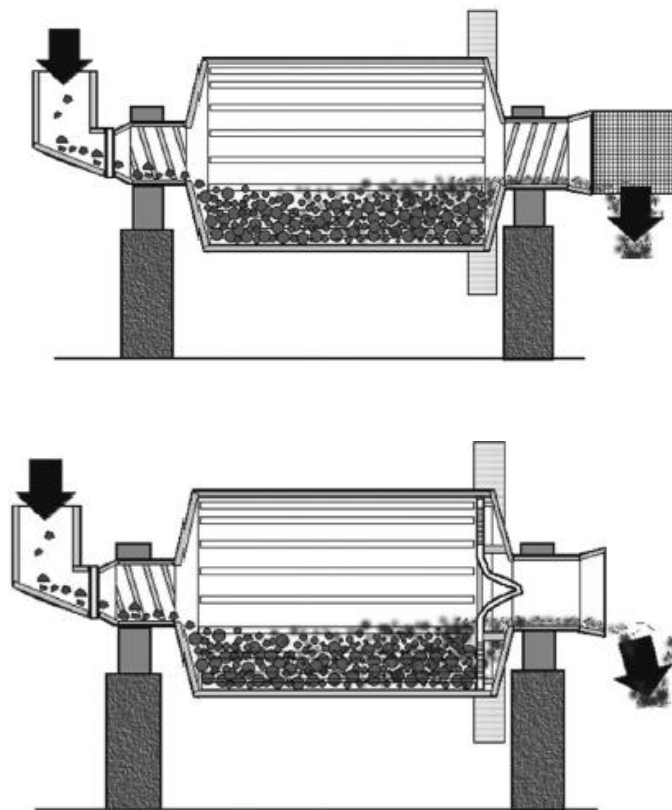
- Rau E. L. y Craig R. (1982). Types and characteristics of common grinding circuit flow sheets. En *Design and Installation of Comminution Circuits*. Editado por Mular A. y Jergensen V. Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME), 141 – 149.
- Royston D. (1999). *Liner Design for Improved SAG Mill Performance*. Bail, Indonesia.
- Rule C. (2011). *Stirred Milling at Anglo American Platinum*. SAG 2011 Conference Proceeding. Vancouver: Mining and Mineral Process Engineering, University British Columbia.
- Siddall B. y Putland B. (2007). *Process design and implementation techniques for secondary crushing to increase milling capacity*. Perth, Australia. SME Annual Meeting.
- Suarez D. (2014). *Application of Vertmill in grinding circuits*. Contribuição técnica ao 44º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-primas, 15º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro e 2º Simpósio Brasileiro de Aglomeração de Minério de Ferro, 2176-3135, pp. 297 – 306.
- Subba D. (2016). *Coal Processing and Utilization*. (pp. 127-132). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Svalbonas V. (2002). *The Design of Grinding Mills*. En *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*. Editado por Mular A., Halbe N. y Barratt J. Littleton. Society for Mining, Metallurgy & Exploration, Inc. (SME), pp. 840 – 849.
- Union Process. (2012). *Grinding Meida All media shown actual size*.
- Valdivia H. y Lazo H. (2011). *Hidrometalurgia Cerro Verde: Desafíos para la lixiviación de minerales sulfurados secundarios transicionales Cerro Verde*. PERUMIN – 30 Convención Minera.
- Vesely M. y Fernandez O. (1987). *Crusher for critical size material at Los Bronces semiautogenous grinding plant, Chile*. *Mineral and Metallurgical Processing*, pp. 104 – 107.
- Wills A. y Finch J. (2016). *Mineral Processing Technology* (pp. 147 - 176) 8a ed. Elsevier B.V.
- Wills B. (1985). *Mineral Processing Technology* (pp. 182 - 190). 3a ed. Pergamon Press.

### 3.8 DISEÑO DE MOLINOS DE BOLAS

La carga de molienda de un molino de bolas consiste en bolas de acero que se alimentan junto con la pulpa mineral. Estos equipos son utilizados para moler minerales con un índice de abrasión alto con el objetivo de producir finos de manera económica, lo cual resultaría imposible de conseguir con trituradoras convencionales. Los minerales pueden triturarse en un medio húmedo o seco, para una molienda en seco se debe de realizar con menos del 1% de humedad en peso. Normalmente una molienda en húmedo el contenido de sólidos debe de estar en el rango de 60 % a 80 % en peso para una correcta operación.

El diseño del molino de bolas se clasifica de acuerdo a su método de descarga estos pueden ser de desbordamiento en muñón y descarga en parilla (Figura 3.8-1). Los molinos de descarga por desborde se utilizan cuando se desea un producto fino, este método es el más utilizado porque se adapta a productos de 75 - 106 mm. El muñón de descarga se puede equipar con un trommel.

Los molinos de descarga en rejilla se utilizan en un medio seco donde la energía de molienda se concentra en partículas gruesas por lo tanto el consumo de energía es mayor que un molino de descarga de desbordamiento. No se produce un porcentaje alto de finos como en los molinos de desbordamiento, son adecuados para productos de 150 a 250 mm.



**Figura 3. 8-1** Tipos de molinos de bolas en función de su método de descarga. Tomado de Gupta y Yan (2016).

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) los parámetros básicos de diseño son:

1. Tamaño del molino, está dado por su diámetro y longitud.
2. Especificaciones de la tolva de alimentación como sus dimensiones, ángulo de entrada, además de la distancia entre la carcasa y la tolva.
3. Tipo de alimentador que puede ser tubular, tambor y tambor - cucharón simple o doble.
4. Sistema de descarga (desbordamiento o rejilla).

Cuando los molinos son utilizados para una molienda primaria, la relación de la carcasa varía entre 1:1 y 1.8:1. Para una molienda fina en un circuito abierto la relación de la carcasa se debe encontrar en el rango de 1.3:1 a 1.5:1. El tamaño del producto requerido del circuito del molino de bolas se determina mediante pruebas metalúrgicas para establecer el tamaño del producto que proporciona la recuperación más eficiente y resulta rentable para la operación. Por lo regular los molinos de bolas se utilizan para producir productos con un tamaño hasta de 35 a 10 mallas. En operaciones mineras podemos encontrar circuitos conformados por trituradoras convencionales, molienda primaria en molinos de barras y una molienda secundaria en un molino de bolas. En otros circuitos se inicia con trituradoras convencionales seguido por una molienda SAG y posteriormente una molienda final en un molino de bolas. Los factores que influyen en el tamaño de un molino son:

- Características de la alimentación y granulometría.
- Tamaño del producto deseado.
- Capacidad requerida.

Regularmente en los manuales de fabricantes para la selección del molino se presentan las dimensiones del molino, tipo de alimentador, velocidad crítica media, potencia, longitud efectiva, peso de la carga de bolas y especificaciones del sistema de accionamiento para el cálculo de las variables de diseño las cuales se abordarán en este capítulo, estas variables son:

- El volumen de la carga y altura.
- Selección del tamaño de bolas y su distribución.
- Carga inicial y densidad de las bolas.
- Consumo de bolas.
- Rotación del molino y velocidad crítica.
- Estimación de la capacidad.
- Potencia requerida para la operación y tamaño del motor.

Es importante determinar estas variables de diseño para garantizar un correcto rendimiento del molino. Como se vio al principio del capítulo los molinos de tambor rotan gracias al sistema de accionamiento corona - piñón que transmite el movimiento al tambor, durante la rotación la carga del molino se levanta a lo largo del perímetro de la carcasa para después superar el ángulo de reposo haciendo que parte de la carga se deslice hacia la parte inferior y la otra porción cae en cascada. De acuerdo con Morrell (1992) la reducción de tamaño es proporcional a la masa y al área superficial de la bola. De esta manera las energías de impacto de las bolas sobre las partículas de mineral dependen de la altura a la que caen y el ángulo en el que se produce el impacto. Gupta y Yan (2016) indican que la reducción de tamaño depende de:

1. Características de la carga.
2. Características de los medios de molienda.
- 3 Velocidad de rotación del molino.
4. Densidad de la pulpa.

Por lo tanto, resulta importante la determinación de las variables de diseño, estas estimaciones cuantitativas han sido tratadas durante varios años por diferentes especialistas en el procesamiento de minerales. En seguida se abordarán las expresiones para la estimación de dichas variables.

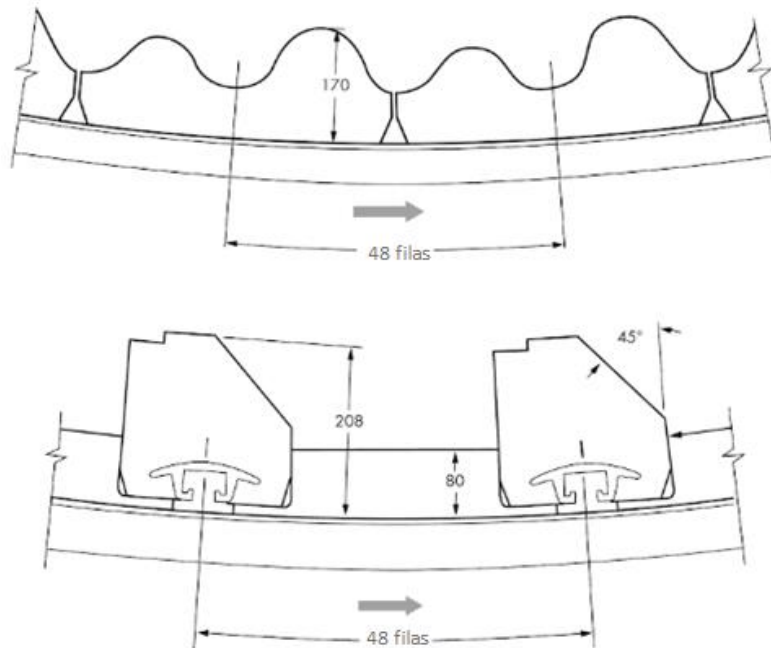
#### **Diseño de los revestimientos en los molinos de bolas.**

Giblett y Putland (2019) indican que los revestimientos de onda simple o doble de acero son los más comunes en los molinos de bolas. De acuerdo con Rowland (2002) recomienda que el número de filas de revestimientos del perfil de onda simple sea de  $3.3 \times D$  a  $13.1 \times D$ , para los revestimientos de doble onda el espació debe de ser  $2 \times D + 2$ , ver Figura 3.8-2.

En los cabezales de los molinos de bolas los revestimientos pueden ser de caucho, acero o compuestos, con el objetivo de brindar una mayor resistencia en los cabezales de los molinos de bolas, también se requiere de revestimientos con elevadores interiores y exteriores los cuales pueden ser reemplazables. La selección del material y diseño del revestimiento (compuesto o cara delantera de acero) depende del trabajo que desempeñara el molino en el circuito.

Stanley (1987) y Powell et al. (2006) concluyeron que los revestimientos de rejilla son populares en los molinos donde se requiere altas velocidades aproximadamente 85 % de la velocidad de crítica, esto se debe a que estos revestimientos atrapan los medios de molienda para que actúen como un revestimientos que se auto-regenera, de acuerdo con su estudio el 26 % de las operaciones de menas de oro en Sudáfrica utilizan este tipo de revestimientos donde los molinos son de una relación (L/D) baja.





**Figura 3. 8-2** Perfil de los revestimientos de la carcasa de un molino de bolas (Dimensiones en mm). Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Norrgran (2009) describen que los revestimientos magnéticos también han resultado una opción para molinos con un diámetro de 10 a 18 ft. En las operaciones donde se instalan este sistema se ofrece la ventaja de una instalación rápida, así como una vida útil significativa en comparación con los revestimientos de acero.

Gupta y Yan (2016) recomiendan que el número de elevadores a lo largo del perímetro sea:

$$\text{Número de elevadores} = 3.3\pi D \text{ [para revestimientos de doble onda]}$$

$$\text{Número de elevadores} = 6.6D \text{ [para revestimientos de onda simple]}$$

Donde D es el diámetro efectivo del molino en metros.

Chester y Rowland (1982) establecieron la siguiente guía para seleccionar el diseño de revestimientos:

(a) Cuando las bolas tienen un diámetro menor o igual a 65 mm, los revestimientos a utilizar serán de doble onda con un número de elevadores en la periferia igual a  $13.1 (D)$  cuando el diámetro del molino se especifica en metros y cuando el diámetro se da en pies deberá de ser  $13.1 \left(\frac{D}{3.3}\right)$ . La altura de la onda debe estar dentro del rango de 40 a 65 mm por encima del revestimiento de la carcasa que en general es de 40 a 50 mm.

Los revestimientos de caucho de doble onda son adecuados para su aplicación en molinos de bolas cuando las bolas son menores a 65 mm. La aplicación de estos revestimientos reduce los costos operativos y niveles de ruidos. Los revestimientos de caucho no deben de usarse en los molinos de bolas cuando la molienda es en seco por calor que se genera durante el proceso.

Los revestimientos de onda simple también se pueden utilizar en molinos de bolas. Cuando se usan estos perfiles o barra de elevador reemplazable de metal o caucho el número de elevadores debe ser igual  $6.6(D) + 2$  con el diámetro en metros o  $2D + 2$  cuando el diámetro se especifica en pies.

(b) Se recomienda los revestimientos de onda simple cuando se emplean bolas con un tamaño mayor a 65 mm. El número de elevadores está dado por  $6.6(D) + 2$  cuando el diámetro esta en metros o  $2D + 2$  cuando el diámetro se especifica en pies.

Los revestimientos deben tener una altura entre el 50 y 65 mm con ondas con una altura de 65 a 70 mm por encima de dichos revestimientos. Cuando se utilizan revestimientos de caucho se tienen pérdidas de 10% del consumo de energía, por esta razón no es recomendable el uso de revestimientos de caucho con bolas mayores a 75 mm.

Debido al impacto de las bolas de gran tamaño, los revestimientos de onda simple deben de estar hechos de acero endurecido para evitar un desgaste prematuro. Para algunos casos resulta viable la instalación de revestimientos de doble onda, el cambio de los revestimientos requiere tener un análisis de los patrones de desgaste, consumo de energía, capacidad del molino y un análisis de los costos operativos.

(c) Los revestimientos de barras se utilizan en los molinos de bolas para colocar las bolas más grandes en el extremo de alimentación y las bolas más pequeñas en el extremo de descarga como generalmente ocurre en los molinos de grandes diámetros. Estos revestimientos también son conocidos como revestimientos de clasificación y dan una configuración cuadrada en el interior del molino. La configuración de estos perfiles retarda el movimiento de las bolas y permite un mejor flujo del material, una desventaja de estos revestimientos es que reducen el volumen del molino que provoca una reducción en la potencia.

### **Altura y volumen de la carga.**

El volumen de la carga del molino o nivel de carga se expresa como un porcentaje del volumen interno del molino. Cuando el molino se encuentra en paro, el nivel de la carga se puede medir a partir del diámetro interno y la distancia que existe desde la parte superior de los revestimientos hasta la parte superior de la carga (Nordberg Process Machinery, 1971).

Estas mediciones se deben de realizar en diversos puntos a lo largo de la longitud del molino para obtener un valor promedio del volumen de la carga. La medición de la altura de la carga dentro de un molino es un método conveniente para estimar el volumen de la carga; como regla general se tiene:

1. Para los molinos de bolas con una descarga de desborde, la carga no puede exceder el 45 % del volumen interno del molino.
2. Para los molinos de descarga de parilla, la carga no puede ocupar más del 50 % del volumen interno del molino.

Donde “H” es la distancia que existe desde los revestimientos hasta la parte superior de la carga en pies y D es el diámetro interior del molino en pies, ver Figura 3.8-3. La potencia del motor es proporcional al volumen de carga, cuando se diseña un molino de bolas se utiliza un volumen de carga cercano al 40 % del volumen del molino (Nordberg Process Machinery, 1971).

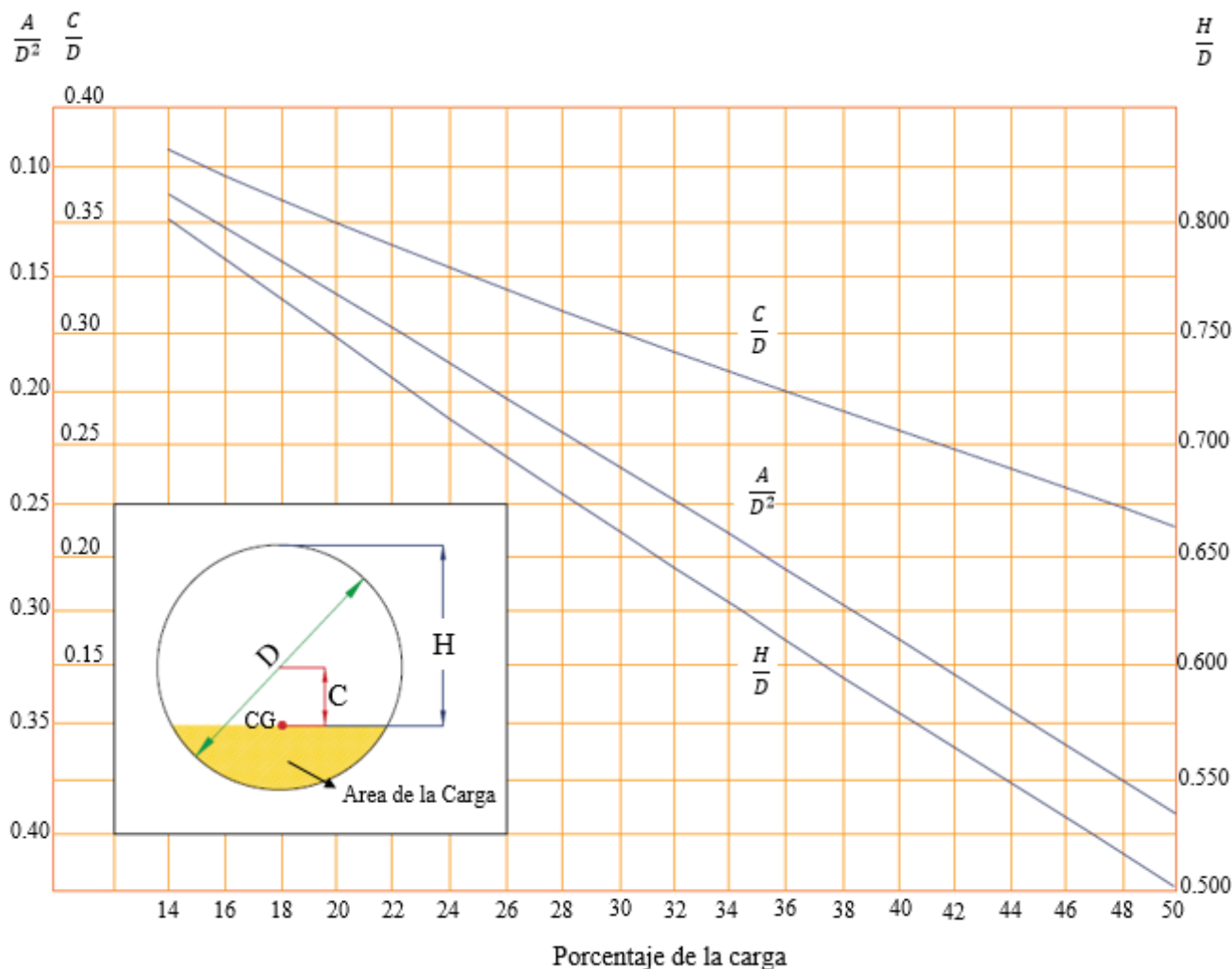


Figura 3. 8-3 Nomograma para determinar la altura de la carga. Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

Una vez que se obtiene el porcentaje de la carga se puede estimar el nivel al cual debe llegar mediante la curva  $A/D^2$  (Figura 3.8 - 3) que sigue la siguiente ecuación:

$$A/D^2 = \frac{\% \text{ de la carga } (\pi)}{400} \quad (3.8.1)$$

Una primera estimación se puede hacer con la siguiente ecuación propuesta por Bond (1961):

$$\% \text{ de la carga } (V_p) = 113 - 126 \frac{H}{D} \quad (3.8.2)$$

En el Apéndice B – IV se muestra el nomograma de volumen de la carga original propuesto por Nordberg Process Machinery.

### Ejemplo 3.8.1

Empleando estas curvas propuestas por Nordberg Process Machinery (1971) se puede obtener el centro de gravedad de la carga, área de la carga y el nivel de la carga.

1. Para obtener el centro de gravedad de la carga utilizando la curva C/D el proceso es el siguiente:

Se debe de conocer volumen de la carga la cual se tomará de 40 % y un diámetro de 14.5 pies. Entonces la intersección de la curva C/D y un volumen de la carga del 40 % se obtienen el valor de 0.255 por lo tanto:

$$C/D = 0.255$$

$$C = 0.255 (D); \text{ sustituyendo } C = 0.255(14.5)$$

$$C = 3.6978 \text{ ft. Por lo tanto, el centro de gravedad estará dado por } CG = 7.25 - 3.6978 \text{ por lo tanto } CG = 3.5525$$

2-Para obtener el volumen de la carga a partir del área de la carga utilizando la curva A/D<sup>2</sup> el proceso es el siguiente:

Se debe de conocer volumen de la carga la cual se tomará de 40%, un diámetro de 14.5 ft y una longitud 25 ft. Entonces intersección de la curva A/D<sup>2</sup> y un volumen de la carga de 40 % se obtiene un valor de 0.315 por lo tanto:

$$A/D^2 = 0.315$$

$$A = 0.315 (D^2); \text{ sustituyendo } A = 0.315(14.5)^2$$

$$A = 66.23 \text{ ft}^2$$

Multiplicando el área por la longitud se obtiene los pies cúbicos del volumen del molino ocupado por la carga.

$$\text{Volumen del molino} = 66.23 \text{ ft}^2 (25 \text{ ft}) = 1655.75 \text{ ft}^3 \approx 46.88 \text{ m}^3$$

Si se calcula el volumen del molino estaría dado por  $V = \pi(7.25)^2(25)$  lo que daría un volumen de  $4,128.25 \text{ ft}^3$ . Por lo tanto, el volumen de carga sería:

$$\frac{1655.75}{4128.25} \times 100 = 40.10 \%$$

3.- Para obtener el nivel de la carga utilizando la curva H/D el proceso es el siguiente:

Se debe de conocer volumen de la carga que se tomara de 40 % para este ejemplo y un diámetro de 14.5 pies. Entonces intersección de la curva H/D y un volumen de la carga de 40 % se obtiene un valor de 0.575 por lo tanto:

$$H/D = 0.575$$

$$H = 0.575 (D); \text{ sustituyendo } H = 0.575 (14.5) \text{ por lo tanto } H = 8.39 \text{ ft}$$

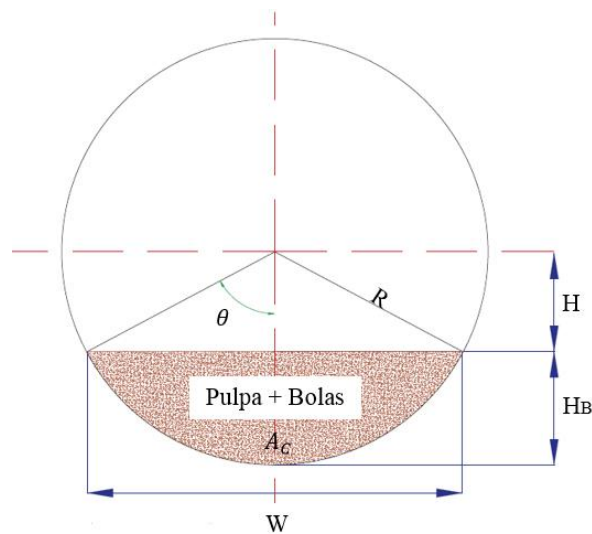
$$H = 8.39 \text{ ft. Por lo tanto, el nivel de la carga estará dada por } 14.5 - 8.39 = 6.11$$

Lo cual indica que el molino con una carga al 40 % llega a una altura de 6.11 ft.

La máxima potencia del molino se obtiene cuando la carga ocupa el 50 % del volumen interno del molino. Se debe de tener en cuenta que el aumento de la carga de bolas no significa que la producción aumente es por eso que se prefiere que los molinos de bolas no operen con cargas superiores al 45 % del volumen interno.

La carga de los molinos de bolas aumenta considerablemente cuando se tiene grandes acumulaciones de material alrededor de la superficie del molino o cuando la densidad de la pulpa aumenta. Se recomienda monitorear el nivel de carga al inicio de cada puesta en marcha, con el objetivo de asegurar una correcta operación del molino.

Gupta y Yan (2016) mencionan que Morrell encontró que la ecuación propuesta por Bond podría tener errores cuando las cargas de bolas son menores al 20 %. Por lo tanto, determinó otra expresión para medir la altura de la carga a partir de relaciones del siguiente esquema (Figura 3.8 - 4).



**Figura 3. 8-4** Diagrama de la altura de la carga propuesta por Morrell. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Donde la altura de la carga es:

$$H_B = R (1 - \cos \theta) \quad (3.8.3)$$

El ancho de la carga en la parte superior está dado por:

$$W = 2R(\sin \theta) \quad (3.8.4)$$

En la práctica resulta difícil medir el ángulo  $\theta$  por lo tanto se puede dejar la altura de la carga en términos del radio y ancho de la carga en el molino mediante la siguiente expresión:

$$R = \frac{0.5H_B + 0.125 W^2}{H_B} \quad (3.8.5)$$

El volumen que ocupa la carga se puede calcular a partir del área de la sección transversal mostrada en la Figura 3.8-4. Esta aproximación del volumen está dada por:

$$A_C = \frac{H_B}{6W} (3H_B^2 + 4W^2) \quad (3.8.6)$$

" $A_C$ " representa el área sombreada de la sección transversal para obtener el volumen de la carga se multiplica esta área por la longitud del molino "L".

$$\text{Volumen de la carga} = A_C \times L \quad (3.8.7)$$

Para el cálculo de la fracción del volumen que ocupa la carga se tiene:

$$J_B = \frac{H_B}{6W} (3H_B^2 + 4W^2) \cdot \frac{1}{\pi R^2} \quad (3.8.8)$$

Entonces:

$$\% \text{ de la carga} = \frac{J_B \times L}{\pi R^2 \times L} (100) \quad (3.8.9)$$

Otra forma de calcular la sección  $A_C$  esta dada por:

$$A_C = R^2 \cos^{-1} \left( \frac{H}{R} \right) - H \sqrt{R^2 - H^2} \quad (3.8.10)$$

Por lo tanto  $H_C$  estaría dado por:

$$J_B = \frac{H_B}{6W} (3H_B^2 + 4W^2) \cdot \frac{1}{\pi R^2} \quad (3.8.11)$$

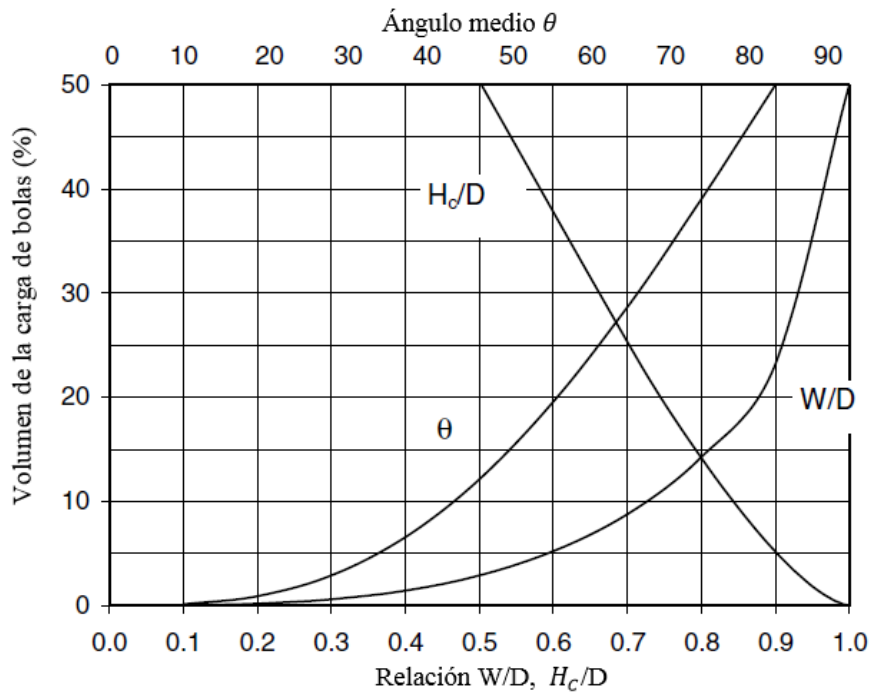
$$H_C = D - H_B \quad \text{y} \quad H = R - H_B$$

Donde  $H_C$  es la distancia de la parte superior de los revestimientos y la parte superior de la carga

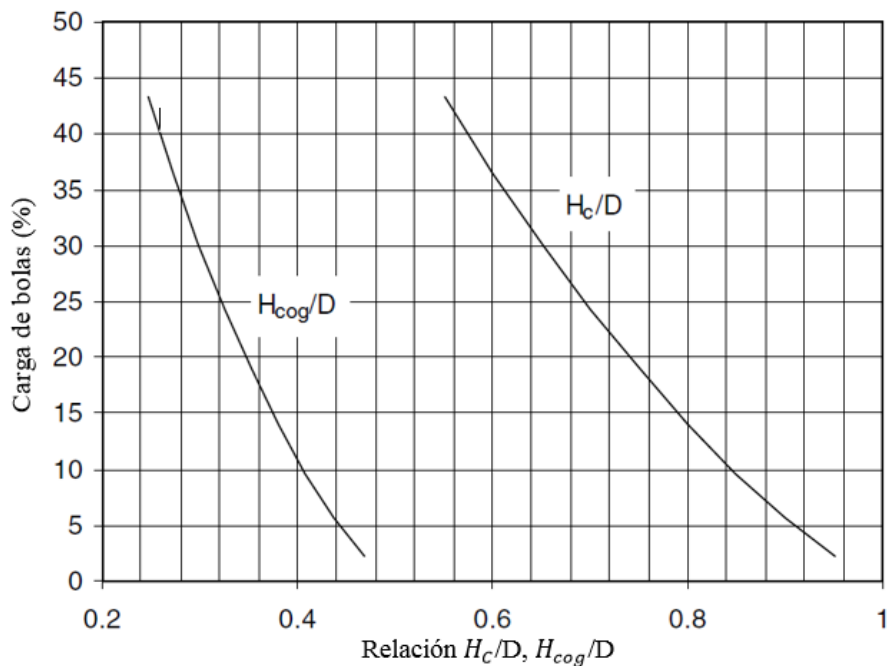
Entonces:

$$W = \sqrt{R^2 - H^2} \quad (3.8.12)$$

El volumen de la carga de bolas se puede estimar a partir de las dimensiones de la sección transversal del molino y las curvas  $H_C/D$ ,  $W/D$  y  $\theta$  propuestas por Austin (1984), ver Figura 3.8-5. El centro de gravedad de la carga se puede ubicar de manera gráfica con ayuda de la Figura 3.8-6 donde  $H_{cog}$  es la distancia desde el centro del molino al centro de gravedad de la carga.



**Figura 3. 8-5** Relación entre el volumen de la carga de bolas y la altura de la carga. Adaptado de Gupta y Yan (2016).



**Figura 3. 8-6** Estimación del centro de gravedad para una carga de bolas . Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Gupta y Yan (2016) mencionan que es importante que el molino no se llene en exceso. La sobrecarga hace que se acumulen finos, lo que lleva a la amortiguación los impactos de las bolas que producen la reducción de tamaño en las partículas. Por lo contrario, cuando la carga es baja se tiene un contacto prematuro entre bolas en cada giro del molino, retrasando el proceso de molienda.

Bajo este panorama el cálculo del nivel óptimo del volumen de la carga se vuelve un paso crítico para obtener el tamaño del producto requerido y mantener un flujo del producto correcto para minimizar el tiempo de residencia que se traduce en un consumo de energía uniforme. El porcentaje del volumen ocupado por la carga está en función del volumen de la pulpa y el volumen de las bolas. Por lo tanto, resulta importante conocer el volumen de la carga de bolas y el porcentaje de sólidos en la pulpa.

El volumen ocupado por los medios de molienda está dado por la carga de bolas, por lo tanto, el volumen que ocupan las bolas está dado por:

$$V_B = \left( \frac{(\text{Masa de la carga de bolas/densidad de las bolas})}{\text{Volumen interno del molino}} \right) \times 100 \quad (3.8.13)$$

Bond (1961) desarrolló una expresión para estimar las toneladas de bolas contenidas en un molino, esta expresión es:

$$T_B = \frac{V_P(D^2)(L)}{8.4} \quad (3.8.14)$$

Donde "L" es la longitud efectiva del molino en ft.

Una vez que se estima el volumen de las bolas, la pulpa ocupa el volumen restante del volumen de la carga cuando el molino está cargado con los medios de molienda se tiene una porosidad de hasta del 40%. Partiendo del conocimiento del nivel que ocupa la pulpa una vez obtenido el volumen de las bolas se deberá de calcular el volumen de mineral a partir de una determinación experimental de la densidad de la pulpa. Por lo tanto, el porcentaje del volumen ocupado por el mineral está dado por el porcentaje de sólidos en la pulpa, el cual se encuentra aproximado entre un 65 % y 70 % de sólidos en peso. El volumen del mineral está dado por:

$$V_O = \left( \frac{(\text{Masa del mineral/densidad del mineral})}{\text{Volumen interno del molino}} \right) \times 100 \quad (3.8.15)$$

De esta manera general el porcentaje del volumen de la carga estará dado por:

$$C = \left( \frac{\text{Volumen de la pulpa} + \text{Volumen de la carga de bolas}}{\text{Volumen interno del molino}} \right) \times 100 \quad (3.8.16)$$

Para que la molienda se lleve a cabo en un medio húmedo se trabaja con un 30% a 40% de agua en peso. Otro aspecto importante es la relación que guarda el volumen que ocupa el mineral y el volumen de las bolas. Austin (1984) indica que esta relación es:

$$\frac{V_O}{V_B} = 0.4 \quad (3.8.17)$$

Cuando se realiza una molienda en seco el mineral debe de ocupar del 20% a 25% del volumen de la carga y las bolas ocupan el volumen restante. El volumen de la carga, la velocidad a la cual fluye la pulpa y el tiempo de residencia afectan la eficiencia de la molienda. El tiempo de residencia en un molino de bolas no debe de ser menor de 1.2 a 1.4 minutos y la velocidad a la cual fluye la pulpa no debe exceder los 6 metros por minuto (Rowland, 1988).



De acuerdo a Giblett y Putland (2019) el volumen que puede ocupar la pulpa en el molino está dado por la expresión:

$$V_{as} = \frac{D^2}{4} (\pi)(L)(0.4V_{p0} + V_{do} + V_p) \quad [m^3] \quad (3.8.18)$$

Donde:

$V_{as}$ : Es el volumen disponible para la pulpa.

D: Diámetro interno del molino, m.

L: Longitud efectiva del molino, m.

$V_p$ : Porcentaje que ocupa la carga de bolas del volumen total del molino.

$V_{do}$ : Nivel al cual ocurre la descarga expresada como un porcentaje del volumen total del molino.

El tiempo de residencia está dado por:

$$RT = \frac{V_{as}}{V_s} \quad [minutos] \quad (3.8.19)$$

Donde " $V_s$ " es el volumen de pulpa que se descarga,  $m^3$ .

La velocidad de la pulpa está dada por:

$$A_{as} = \frac{D^2}{4} (\pi)(0.4V_{p0} + V_{do} + V_p) \quad (3.8.20)$$

Donde  $A_{as}$  es el área disponible para la pulpa, por lo tanto, la velocidad de la pulpa es:

$$N = \frac{V_s}{A_{as}} \quad [metros/minutos] \quad (3.8.21)$$

### **Tamaño de bola.**

El tamaño de bola disponible en el mercado para cargar los molinos varía de 5 pulgadas hasta 125 mm. El número, tamaño y la masa de cada tamaño de bola utilizado depende de la carga del molino y si las bolas son la carga inicial (ración inicial) o como reemplazo de las bolas desgastadas (racionamiento de carga). Bond (1961) indicó que el tamaño del medio de molienda es un factor que afecta directamente en la eficiencia y capacidad del molino.

De acuerdo a Bond (1961) tanto el molino de bolas y el molino de barras, la selección del tamaño óptimo del medio de molienda presenta una problemática por dos factores que son relativamente opuestos entre sí:

1. A medida que aumenta el tamaño de los medios de molienda aumenta la presión que ejercen sobre las partículas de mineral haciendo posible romper las partículas gruesas. Si las bolas son demasiado grandes el número de impactos que producen la ruptura disminuye, por lo tanto, la capacidad de molienda disminuye por vacío que otorga el contacto entre bola y bola.

2. A medida que disminuye el tamaño de los medios de molienda aumenta el área superficial disponible para moler partículas pequeñas, lo que resulta en una mayor capacidad de molienda. Si las bolas agregadas son muy pequeñas, la eficiencia de molienda se reduce debido a que el impacto resulta demasiado débil para provocar la ruptura de las partículas de mayor tamaño desperdiciando esta energía.

Por estos factores la carga de bolas debe tener una distribución de tamaños con el objetivo de moler partículas grandes y pequeñas. Sumado a los factores antes mencionados se deben considerar otros factores secundarios para la selección del tamaño bola. Estos factores están relacionados con la dureza del mineral, diámetro del molino y velocidad de rotación del molino.

1. Cuanto mayor es la dureza del mineral, más grande debe de ser el tamaño de las bolas, pero se debe considerar que será menor la probabilidad de moler partículas pequeñas por los vacíos entre los contactos de bola y bola
2. Cuanto mayor sea el diámetro del molino, más pequeño deberá de ser el tamaño del medio de molienda requerido para romper la partícula de un tamaño específico.
3. Cuanta más alta sea la velocidad de rotación del molino, los medios de molienda utilizados deberán ser de menor tamaño para romper las partículas de mineral.

Para determinar el tamaño de bolas para cargar un molino Coghill & De Vaney (1938) desarrollaron una expresión que relacionando el tamaño de alimentación con el tamaño de bola máximo.

$$D^2 = Kd \quad (3.8.22)$$

Donde:

$d$ : Tamaño de la alimentación, cm.

$D$ : Diámetro de la bola, cm.

$K$ : Constante de proporcionalidad la cual toma el valor de 37.4 para minerales duros, 29.8 para minerales blandos, 55 para pedernal y 35 para la dolomita.

El factor de molienda “ $K$ ” integra las variables de operación como el índice de trabajo, distribución granulométrica de la alimentación, gravedad específica del mineral y densidad de la pulpa. Las variables de operación del molino que considera el factor  $K$  son el diámetro del molino y velocidad crítica.

En el año de 1958 Fred C. Bond basándose en sus principios teóricos y experiencia en el campo formuló la siguiente expresión empírica.

$$B = \sqrt{\frac{FW_i}{KC_s}} \sqrt{\frac{S}{\sqrt{D}}} \quad [in] \quad (3.8.23)$$

Donde:

$B$ : Tamaño máximo de la bola, barra o guijarro a cargar en el molino, in.

$F$ : Tamaño en micrómetros de la abertura de la criba donde pasa el 80% de la alimentación.

$W_i$ : Índice de trabajo de la molienda, kW.h/t.

$C_s$ : Porcentaje de la velocidad crítica en fracción.

$S$ : Gravedad específica de la alimentación, lb/ft<sup>3</sup>

D: Diámetro efectivo del molino dentro de los revestimientos, ft.

K: Constante empírica propuesta por F. C. Bond cuyo valor es 200 para molinos de bolas, 300 para molinos de barras y 100 para guijarros.

La ecuación anterior indica el tamaño máximo de los medios de molienda necesarios para una aplicación en particular. Otra aplicación de esta fórmula es la determinación del tamaño de los medios agregados al molino para compensar el desgaste de los medios iniciales durante la operación (bolas de renovación), esta expresión fue utilizada durante varios años incluso fabricantes como Nordberg Process Machinery la incluyen en su catálogo.

Posteriormente Bond realizó una modificación a la ecuación empírica anteriormente descrita, debido a la consideración que el tamaño de la bola varía según el tamaño de la partícula que fragmentara. Bond (1958) refieren que en la práctica “Las bolas de acero de una pulgada resulta eficiente para moler minerales con un alto contenido de sílice cuando el tamaño de alimentación del mineral pasa en una superficie de cribado con una abertura 1 mm, siguiendo con esta teoría las bolas de 2 pulgadas resultan adecuadas para moler una alimentación de 4 mm y las de 3 pulgadas para moler partículas de 9 mm” (p.592).

Bond (1961) indicó que el tamaño máximo para las bolas del molino está dado por la siguiente expresión denominada como “Ecuación teórica del tamaño de bola de Bond” ampliamente utilizada.

$$B = \left(\frac{F}{K}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{S_g W_i}{100 C_s \sqrt{D}}\right)^{\frac{1}{3}} \quad [in] \quad (3.8.24)$$

Donde:

B: Tamaño máximo de la bola, barra o guijarro a cargar en el molino, in.

F: Tamaño en micrómetros de la abertura de la criba donde pasa el 80% de la alimentación.

$W_i$ : Índice de trabajo de la molienda, kW.h/t.

$C_s$ : Porcentaje de la velocidad crítica en fracción.

$S_g$ : Gravedad específica de la alimentación, lb/ft<sup>3</sup>

D: Diámetro efectivo del molino dentro de los revestimientos, ft.

Donde la constante empírica K toma el valor de 350 para la molienda húmeda y 335 para molienda en seco.

Rowland y Kjos (1978) de acuerdo a sus observaciones y experiencia establecieron la siguiente ecuación para estimar el diámetro máximo de las bolas para la carga inicial, esta ecuación es:

$$B = \left[ \left( \sqrt{\frac{F_{80}}{K}} \left( \sqrt[3]{\frac{S_g W_i}{(C_s) \sqrt{3.281 D}}} \right) \right) \right] \times 25.4 \quad [mm] \quad (3.8.25)$$

Donde:

$F_{80}$ : Tamaño en micrómetros de la abertura de la criba donde pasa el 80% de la alimentación.

$W_i$ : Índice de trabajo de la molienda, kW.h/t.

$C_s$ : Porcentaje de la velocidad crítica en fracción.

$S_g$ : Gravedad específica de la alimentación, t/m<sup>3</sup>

D: Diámetro efectivo del molino dentro de los revestimientos, metros.

F.C. Bond (1958) propone la siguiente tabla para el valor de la constante K para los molinos de bolas y molinos de guijarros (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 30).

**Tabla 3. 8-1**  
Constante empírica de Bond "K".

Constante Empírica de Bond "K"				
Características de la operación de molienda			Constante K	Constante K
Medio	Descarga	Tipo de circuito	bolas de acero	guijarros de sílice
Húmedo	Desbordamiento	Abierto	350	
Húmedo	Desbordamiento	Cerrado	350	
Húmedo	Rejilla	Abierto	330	170
Húmedo	Rejilla	Cerrado	330	170
Seco	Rejilla	Abierto	335	175
Seco	Rejilla	Cerrado	335	175

Adaptado de Bond (1958).

Cuando se busca en los catálogos el tamaño calculado "B"; la selección del diámetro de la bola se ajusta al tamaño que más se acerque al valor obtenido en la expresión. Sin embargo, cuando B es menor que 1 pulgada se debe incrementar el diámetro entre un 20 % y un 30 %, debido a que puede ser económico seleccionar un tamaño de bola más grande por estos motivos:

- El costo por tonelada de las bolas más pequeñas es mayor.
- Se obtiene menor desgaste que en las bolas pequeñas, lo cual se traduce en un menor consumo de bolas.
- Las bolas más pequeñas pueden obstruir la parrilla de descarga.

Dunn (1989) indica que la ecuación empírica propuesta por Azzaroni (1981) permite estimar el tamaño de bola óptimo y el diámetro de la bola de reemplazo. Esta expresión es:

$$dB = \frac{6.3 \sqrt[3.5]{F_{80}} \sqrt[2.5]{W_i}}{\sqrt[4]{ND}} \quad [mm] \quad (3.8.26)$$

Donde:

$F_{80}$ : Tamaño de alimentación,  $\mu m$ .

$W_i$ : Índice de trabajo de Bond para la molienda, kW.h/t.

$N$ : Velocidad de rotación del molino, rpm.

$D$ : Diámetro efectivo del molino, metros.

Posteriormente Moly Cop modifico esta expresión de Azzaroni para el tamaño óptimo de las bolas de reemplazo:

$$dB = \frac{6.06 (F_{80})^{0.263} (\rho_s (W_i))^{0.4}}{(ND)^{0.25}} \quad [mm] \quad (3.8.27)$$

Donde:

$F_{80}$ : Es el tamaño de alimentación,  $\mu m$ .

$W_i$ : Índice de trabajo de Bond del molino, kW.h/t.

$N$ : Velocidad de rotación del molino, rpm.

$D$ : Diámetro efectivo del molino, ft.

$\rho_s$ : Gravedad específica del mineral,  $t/m^3$

Para el cálculo del tamaño de las bolas de reemplazo Doering International proporciona la siguiente expresión:

$$dB = 18.5 \left[ \left( \frac{F_{80}}{k} \right)^{0.5} \left( \frac{\rho_s W_i}{100 (C_s)(D)^{0.5}} \right)^{0.33} \right] [mm] \quad (3.8.28)$$

Donde:

$F_{80}$ : Es el tamaño de alimentación,  $\mu m$

$W_i$ : Índice de trabajo de Bond del molino, kW.h/t

$\rho_s$ : Gravedad específica del mineral, t/m<sup>3</sup>

$C_s$ : Porcentaje de la velocidad crítica en fracción

$D$ : Diámetro efectivo del molino, metros

### Ejemplo 3.8.1

Se alimenta a un molino de bolas mineral de oro con un  $F_{80}$  de 2,000  $\mu m$  para llevar a cabo una molienda en húmedo en un circuito abierto. El molino tiene un tamaño de 1.0 x 1.5 metros y gira al 78% de su velocidad para liberar la mena.

El mineral que se alimenta presenta una gravedad específica de 3.86 y un índice de trabajo de 14.83 kW.h/t.

a) Determine el tamaño máximo de bola en la puesta en marcha del molino.

b) Determine el tamaño de las bolas de reemplazo.

### Solución.

a) Considerando los datos con lo que se cuenta para determinar el tamaño máximo de bola se utiliza la ecuación propuesta por F. C. Bond:

$$B = \left( \frac{F}{K} \right)^{\frac{1}{2}} \left( \frac{S_g W_i}{100 C_s \sqrt{D}} \right)^{\frac{1}{3}} [in]$$

Sustituyendo los valores:

$$B = \left( \frac{2000}{350} \right)^{\frac{1}{2}} \left( \frac{162.3 \times 14.8}{100 (0.78) \sqrt{3.28084}} \right)^{\frac{1}{3}} = 2.57 in.$$

b) Determine el tamaño de las bolas de reemplazo se utiliza la fórmula propuesta por Doering International.

$$d_c = 18.5 \left[ \left( \frac{2000}{350} \right)^{0.5} \left( \frac{3.86 \times 14.8}{100 (0.78)(1)^{0.5}} \right)^{0.33} \right] = 39 mm$$

Ver, [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 17](#) el cual menciona los factores de diseño en los cuales el tamaño de bola impacta en los molinos de bolas de acuerdo con Dunn en el año de 1989.

## Desgaste de las bolas de molienda.

Durante la operación del molino se desgastan los medios de molienda reduciendo su diámetro nominal, al suceder esto las características de la molienda cambian. El grado de desgaste dependerá de la dureza, densidad y abrasividad del mineral.

El desgaste de bolas y su efecto en la molienda ha sido un tema de estudio para tratar de medir el cambio en el diámetro y en la masa de las bolas. Gupta y Yan (2016) indican que el desgaste es inversamente proporcional al diámetro de la bola, además factores como la velocidad de rotación, diámetro del molino, gravedad específica, tipo de lana y el índice de trabajo del mineral, también influyen en el desgaste de las bolas.

F.C. Bond en el año de 1963 en su artículo “Metal Wear In Crushing and Grinding” ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 31](#)) propone expresiones que permiten estimar las pérdidas de masa promedio para operaciones húmedas o secas de las bolas y lanas en términos de masa por unidad de energía de entrada.

Características de desgaste en un medio húmedo.

Bolas:

$$\beta_B = 0.175 (A_i - 0.015)^{1/3} \text{ [kg/kW.h]} \quad \text{ó} \quad 0.35 (A_i - 0.015)^{1/3} \text{ [lb/kW.h]} \quad (3.8.29)$$

Lainas:

$$\beta_L = 0.013 (A_i - 0.015)^{0.3} \text{ [kg/kW.h]} \quad \text{ó} \quad 0.026 (A_i - 0.015)^{0.3} \text{ [lb/kW.h]} \quad (3.8.30)$$

Características de desgaste en un medio seco.

Bolas:

$$\beta_B = 0.023\sqrt{A_i} \text{ [kg/kW.h]} \quad \text{ó} \quad 0.05\sqrt{A_i} \text{ [lb/kW.h]} \quad (3.8.31)$$

Lainas:

$$\beta_L = 0.0023\sqrt{A_i} \text{ [kg/kW.h]} \quad \text{ó} \quad 0.005\sqrt{A_i} \text{ [lb/kW.h]} \quad (3.8.32)$$

Donde  $A_i$  es el índice de abrasión del material.

Para mantener el rendimiento del molino, las bolas desgastadas deben ser reemplazadas durante la operación. Gupta y Yan (2016) mencionan que el tamaño máximo de bolas debe ser cargada inicialmente en la puesta en marcha del molino. Donde el desgaste de bolas está dado por:

$$\Omega_M = \beta_B (W) \quad (3.8.33)$$

Donde  $W$  es la energía específica [kW.h/t] y  $\Omega_M$  consumo de medios kg/t.

### Densidad de la carga de bolas.

La densidad de las bolas está relacionada con la eficiencia de la molienda, para materiales blandos y frágiles se utilizan medios de molienda de baja densidad. Por otro lado, para materiales duros se requieren bolas de una densidad alta.

Gupta y Yan (2016) sugieren que cuanto mayor sea la diferencia de densidad y dureza entre el medio de molienda y el mineral a moler, se tendrá una alta eficiencia en la operación. Es por eso que en la selección del medio de molienda se debe de tomar en cuenta su densidad la cual está en función del mineral a moler.

Rose y Sullivan (1961) sugieren que la densidad aparente ( $\rho_b$ ) de las bolas que se emplearan se determina por la relación:

$$\rho_b = (0.016(\rho_M^2) + 20 \rho_M)^{0.5} - 0.4 \rho_M \quad (3.8.34)$$

Donde  $\rho_M$  es la densidad aparente del mineral a moler.

Las bolas de acero con aleaciones de manganeso o cromo, acero cromo-molibdeno y acero níquel-cromo son empleados para minerales duros. Para minerales blandos se utilizan guijarros, dependiendo de las características del mineral y su densidad se puede tener una molienda autógena.

En los catálogos de medios de molienda se especifica la gravedad específica de los medios por lo general en las bolas de acero se tiene una gravedad específica que va de 4.5 hasta 7.8  $t/m^3$ . En Tabla 3.8 - 2 se indica la gravedad específica de bolas de diferentes materiales indicados por Union Process (2012).

**Tabla 3. 8-2**  
Gravedad específica para diferentes tipos de bola

Gravedad específica para diferentes tipos de bola	
Descripción	Gravedad específica
Bolas de acero al alto carbono	7.8
Bolas de acero al cromo	7.8
Bolas de acero inoxidable	7.7
Bolas de carburo de tungsteno	14.4 - 14.8
Bolas de carburo de silicio	3.1
Bolas de nitruro de silicio	3.2
Bolas de cerámica	2.6 - 2.7
Bolas de alúmina	3.4-3.9

Adaptado de Union Process (2012).

En el Apéndice B – V se muestran las características de bolas de acero forjado, Ni – hard y acero cromado.

## Carga de bolas.

Normalmente la alimentación del molino tiene una distribución granulométrica inusual por lo tanto se requiera la acción de diferentes tamaños de bolas. En la puesta en marcha del molino no se carga un solo tamaño de bolas, sino que se agrega diferentes tamaños de bola que garantizan un correcto rendimiento del molino (Gupta y Yan, 2016).

Al cargar diferentes tamaños de bolas se reduce el espacio entre el contacto bola con bola, debido a que estos espacios se llenan con bolas más pequeñas que aumenta la probabilidad de impacto de las bolas con las partículas de mineral. Esta carga de diferentes tamaños de bolas recibe el nombre de “carga de equilibrio” o “carga nominal” y se considera como la carga más eficiente para la mayoría de aplicaciones. El contacto entre bolas de un mismo tamaño genera un vacío del 44 % cuando se alimentan bolas de diferentes tamaños se genera una porosidad entre la carga de bolas del 35 % - 40 %. Para la estimación de una carga de equilibrio en la puesta en marcha del molino, en el [Apéndice B -VI](#) se proporciona una lista de cargas de equilibrio para varios tamaños máximos de bola propuesta por Nordberg Process Machinery.

Gupta y Yan (2016) mencionan que durante la operación de molienda, el objetivo es mantener una carga en equilibrio donde la proporción de bolas de renovación (número de bolas y masa) debe de ser igual a la proporción de bolas que sufren un desgaste por la acción de molienda y de aquellas que son reemplazadas del molino. Por lo tanto, se trata de mantener las condiciones de molienda constantes. La carga de bolas durante la operación debe de estar lo más cercano posible a la carga de equilibrio.

F. C. Bond en el año de 1961 en su artículo “Mathematics of Crushing and Grinding” determinó las primeras proporciones de la carga de equilibrio de bolas asumiendo que la relación de desgaste y pérdida masa de todas las bolas era la misma, excluyendo la posibilidad de la ruptura de las bolas. Las proporciones que determinó Bond se muestran en la Tabla 3.8-3 y Tabla 8.3-4 donde se otorga la lista de la carga de equilibrio para un tamaño de bola hasta de 1 pulgada y  $\frac{3}{4}$  de pulgada, en términos de porcentaje en peso.

**Tabla 3. 8-3**  
Carga de equilibrio propuesta por Bond.

Tamaño de bola (pulgadas)	Distribución de tamaño de bola para la carga inicial							
<i>B</i>	4 1/2	4	3 1/2	3	2 1/2	2	1 1/2	1
4 1/2	23.0							
4	31.0	23.0						
3 1/2	18.0	34.0	24.0					
3	15.0	21.0	38.0	31.0				
2 1/2	7.0	12.0	20.5	39.0	34.0			
2	3.8	6.5	11.5	19.0	43.0	40.0		
1 1/2	1.7	2.5	4.5	8.0	17.0	45.0	51.0	
1	0.5	1.0	1.5	3.0	6.0	15.0	49.0	100.0
<b>Porcentaje total</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>

Adaptado de Bond (1961).



**Tabla 3. 8-4**  
Carga de equilibrio propuesta por Bond.

Diámetro de bola (pulgadas)	Distribución de tamaños de bola para la carga inicial										
	B	5	4 1/2	4	3 1/2	3	2 1/2	2	1 1/2	1	3/4
5	11.0										
4 1/2	21.2	12.0									
4	16.8	21.5	16.3								
3 1/2	13.5	18.5	24.2	15.9							
3	12.2	16.0	18.0	28.7	19.0						
2 1/2	9.6	12.2	15.8	21.2	31.2	21					
2	7.0	8.8	10.9	14.9	21.9	35.7	25.5				
1 1/2	4.6	5.8	8.7	10.5	15.3	23.7	41	31.5			
1	2.5	3.3	4.0	5.3	7.5	11.9	20.3	41.5	25.9		
3/4	1.6	1.9	2.1	3.5	5.1	7.7	13.2	27	74.1	100	
Porcentaje total	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Adaptado de Bond (1958).

Bond (1961) también proporcionó una ecuación para describir la distribución de equilibrio en un molino en función del tamaño máximo como:

$$y = \left(\frac{x}{B}\right)^{3.8} \quad (3.8.35)$$

Donde:

$y$  : Porcentaje en equilibrio del tamaño de bola propuesto.

$x$ : Tamaño de bola para la carga propuesto menor a B, pulgadas.

$B$ : Tamaño máximo de bola, pulgadas.

Bond (1961) señala que esta ecuación también es válida para molinos de barras y guijarros.

La superficie específica de la carga o área superficial de las bolas se puede replicar de manera aproximada a la carga de equilibrio propuestas por Bond o Nordberg usando diferentes tamaños de bolas para generar una nueva distribución del tamaño de bolas replicando una carga en equilibrio.

Esta metodología es aplicable para molinos SAG por la comparativa de operación con los molinos de bolas, pero es importante aclarar que no existe un método confiable para determinar el tamaño de bolas para molinos semiautógenos. La selección de bolas se debe respaldar con pruebas de laboratorio y trabajos de simulación.

Giblett y Putland (2019) mencionan que bajo su experiencia cuando la alimentación al molino SAG es fina el uso de bolas de 5 pulgadas es común y para una distribución de gruesos y finos generalmente se utilizan tamaño de bolas de 6 pulgadas y 4 1/2 pulgadas en una porción de 80 % y 20 % respectivamente.

## **Distribución del tamaño de bola.**

Taggart (1945) establece cuatro puntos respecto a la distribución del tamaño de bola óptimo para la carga del molino:

1. En la operación de un molino, la carga en equilibrio contiene medios de diversos tamaños, de igual forma en la renovación de los medios la distribución de tamaños debe de aproximarse a la carga de equilibrio inicial. A partir de esto se deduce que la carga de bolas debe estar relacionada con el tamaño de alimentación del molino, dicha carga debe de contener bolas de diferente tamaño que mejor se adapten a cada uno de los tamaños de las partículas a moler.

En la práctica cuando se desea cargar un nuevo molino con una distribución de tamaños de bola, la tarea consiste en aproximarse a la carga de equilibrio preestablecidas; para luego realizar renovaciones periódicas de los diferentes tamaños dependiendo de las características de la carga circulante hasta que se logre una molienda óptima.

2. Una alimentación gruesa requiere de un tamaño de bola que se ajuste al tamaño de alimentación del mineral. Esto se debe a que las partículas grandes de la alimentación requieren de impactos de mayor intensidad o necesitan de una mayor fuerza de compresión. Si la carga circulante tiende a ser gruesos las condiciones a corregir sería aumentar el tamaño de los medios que se renuevan o aumentar la velocidad de rotación. Si la carga es fina se debe de renovar bolas con diámetros más pequeños para una molienda eficiente.

En la práctica no se muestra una relación consistente entre el tamaño de las bolas y el tamaño de la alimentación, el ángulo de compresión entre las bolas es crucial para una correcta molienda. En general el desgaste de las bolas y de las linternas aumenta con el diámetro de bola, las bolas más pequeñas son las que realizan el mayor trabajo para obtener relaciones de reducción altas.

3. Cuanto más pequeño es el producto del molino, más pequeño debe de ser el diámetro de las bolas. Esto se debe a que un producto fino se produce por el efecto de catarata donde la reducción de tamaño se da por desgaste, es así que la capacidad de producir finos está en función de la superficie de contacto de las bolas pequeñas.

4. La dureza del mineral determina el tamaño máximo de bolas, es importante no confundir la distribución de tamaños de las bolas de renovación con la carga inicial de bolas.

Ante la problemática que representa la distribución de la carga de bolas Taggart (1945) desarrolló un método analítico basado en la relación de desgaste y pérdida de peso propuesto por Davis y las proporciones de carga de equilibrio de Bond. Para conocer una correcta distribución del tamaño de bola se parte del análisis granulométrico de la alimentación la cual tiene un tamaño máximo de 40 mm como lo indica la columna (1) de la Tabla 3.8-5.

**Tabla 3. 8-5**  
Distribución de carga de bolas óptimo.

Columna	1	2	3	4
Número de tamiz	Tamaño (mm)	% retenido acumulado	Factor	Carga de bola óptima acumulado del % retenido
-	40.00	0.00	-	
1	28.30	15.00	1.00	15.0
2	20.00	36.00	1.29	46.4
3	14.10	58.00	1.66	96.5
4	10.00	64.00	2.15	-
5	7.10	72.00	2.77	-
6	5.00	75.00	3.57	-
7	3.50	80.00	4.61	-
8	2.50	81.50	5.94	-
9	1.80	82.50	7.67	-
10	1.30	84.00	9.89	-
11	0.90	85.00	12.76	-
12	0.60	87.00	16.46	-
13	0.40	88.00	21.24	-
14	0.30	90.00	27.39	-

Adaptado de Taggart (1945).

El primer paso para establecer el tamaño de bola que más se adapte a la granulometría de la alimentación, es calcular el porcentaje acumulado del peso retenido en cada tamiz de esta manera se obtiene la columna (2).

El segundo paso es calcular el factor “F” el cual es un factor que se basa en un análisis que indica la distribución óptima de tamaños de bolas realizado por Davids (1919). Este factor se aplica al tamaño de partícula más grande, en el ejemplo es el tamaño de 28.30 mm el cual presenta un porcentaje de 15% ocupa el primer lugar por lo tanto el factor está dado por  $F = 1.29^{n-1}$ .

Donde  $n$  es el número de tamiz.

El factor para el tamaño de 28.30 es  $1.29^{(1-1)} = 1$

El siguiente factor del tamaño de 20 mm es  $1.29^{(2-1)} = 1.29$

De manera subsiguiente el factor del tamaño de 14.10 mm es  $1.29^{(3-1)} = 1.66$

De esta forma hasta llegar a  $n = 14$  que es el último tamiz, así se obtiene este factor para los demás tamaños para conformar la columna (3) donde se sitúan los factores calculados para cada tamaño.

El tercer paso es calcular la carga óptima de bola a partir del porcentaje retenido multiplicando la columna (2) por la (3) hasta que el producto sea igual o menor que 100. En el ejemplo el tamiz número 4 al multiplicar  $64 \times 2.14 = 137.4$  lo cual es mayor a 100 por lo tanto se calcula hasta el tamiz 3 como se muestra en la Tabla 3.8-6 en la columna 4.

El cuarto paso es estimar la alimentación diaria que se necesita para alcanzar una carga de equilibrio que se aproxima a la carga óptima relacionada con el tamaño máximo de bola, para el ejemplo: 28.3 mm es tamaño máximo de partícula. Con la relación de bolas establecida por Davids (1919) dada por:

$$\text{Tamaño de bola } (N) - \text{Tamaño de partícula } (n_p) = 4 \quad (3.8.36)$$

Donde el tamaño de la partícula debe de estar en números de Stadler. El número de Stadler está dado por:

$$n_{bd} = 6.64 (\log_{10}(d) + 8.07) + 1$$

Donde "d" es el tamaño de la partícula en centímetros.

Por ejemplo, para el número de tamiz 1 el tamaño de partícula es de 28.30 mm es decir 2.83 cm sustituyendo este valor:

$$6.64 (\log_{10}(2.83) + 8.07) + 1 = 57.6 \approx 58 \text{ (Columna 5)}$$

Por lo tanto, el tamaño de bolas es  $58 + 4$ , este número de Stadler en la Tabla 3.8-6.

**Tabla 3. 8-6**

Equivalencia del número de bolas de Stadler.

Equivalencia del número de bola Stadler .										
Tamaño de bola , in.	5	4 1/2	4	3 1/2	3	2 1/2	2	1 1/2	1	3/4
No. de bola Stadler	61.95	61.65	61.30	60.95	60.50	59.95	59.30	58.45	57.30	56.47

Adaptado de Taggart (1945).

El número de Stadler y el número de bola Stadler permiten llenar las columnas (5) y (6) respectivamente.

**Continuación Tabla 3. 8-5** Distribución de carga de bolas óptimo.

Columna	1	2	3	4	5	6
Número de tamiz	Tamaño (mm)	% retenido acumulado	Factor	Carga de bola óptima acumulado del % retenido	No. de Stadler $n_p$	No. de bola Stadler $N = n_p + 4$
-	40.00	0.00	-	-	-	-
1	28.30	15.00	1.00	15.0	58.00	62.00
2	20.00	36.00	1.29	46.4	57.00	61.00
3	14.10	58.00	1.66	96.5	56.00	60.00
4	10.00	64.00	2.15	-	55.00	59.00
5	7.10	72.00	2.77	-	54.00	58.00
6	5.00	75.00	3.57	-	53.00	57.00
7	3.50	80.00	4.61	-	52.00	56.00
8	2.50	81.50	5.94	-	51.00	55.00
9	1.80	82.50	7.67	-	50.00	54.00
10	1.30	84.00	9.89	-	49.00	53.00
11	0.90	85.00	12.76	-	48.00	52.00
12	0.60	87.00	16.46	-	46.00	50.00
13	0.40	88.00	21.24	-	45.00	49.00
14	0.30	90.00	27.39	-	44.00	48.00

El tamaño de bola para un No. Stadler de 62 es de 5 pulgadas, pero el tamaño máximo en la Tabla 3.8-5 propuesta por Bond es 4 ½ pulgas por lo tanto se ajusta a este tamaño. Dicho ajuste se obtiene dividiendo el porcentaje de carga óptima de bola en este caso 15 entre el porcentaje de esta carga que se encuentra en la carga de equilibrio en la Tabla 3.8-5. En este caso:

$$15/23 = 0.652$$

Por lo tanto 65.2 % de las renovaciones serán bolas de 4 ½ pulgadas para garantizar la ruptura de las partículas de 40 mm y el 34.8% serán de otro diámetro de bola.

Esta renovación de las bolas de 4 ½ pulgadas cambiará los porcentajes de equilibrio de la carga total en molino en la carga actual. Para establece los nuevos porcentajes de carga de las bolas se realiza a partir de la Tabla 3.8-5 propuesta por Bond.

Multiplicando la columna (2) por 0.652 se obtiene la carga de equilibrio para un tamaño máximo de 4 ½ pulgadas. El acumulado de los porcentajes de cada tamaño de bola debe ser menor a 100 % de lo contrario esta carga de equilibrio no es aceptada.

En este caso es de 62.5 % por lo tanto la carga es aceptable por lo tanto la carga quedaría de esta manera. Si la fracción del tamaño de bola de la alimentación diaria calculada es menor que la óptima (100 %), entonces se debe de agregar un segundo tamaño de alimentación. De acuerdo a la carga de bola óptima el tamaño de tamiz es el de 20 mm y el resto es 34.8 %.

Siguiendo el cuarto paso:

$$6.64 (\log_{10}(2) + 8.07) + 1 = 56.6 \approx 57$$

Por lo tanto, el tamaño de bolas es:

$$57 + 4 = 61 \quad [\text{No. Stadler}]$$

El tamaño de bolas evaluando la Tabla 3.8-7 es de 4 pulgadas, el porcentaje de 34.8 será la otra carga de renovación, de igual forma se calcula la carga de equilibrio multiplicando 0.348 por la columna 3 de la Tabla 3.8-5 propuesta por Bond y se registra estos valores en la columna (8), ver Tabla 3.8-6.

El quinto paso es el cálculo de la carga de equilibrio con la suma de las columnas (7) y (8) el cual da el porcentaje total de la carga de racionamiento generando la columna (9) la cual debe acumular el 100 % representando que la carga de equilibrio es correcta (Columna 10). Es importante que el valor del tamaño de bola se ajuste a los tamaños comerciales disponibles eligiendo el tamaño de bola más cercano al calculado por N.

Para este ejemplo se realizó la estimación de la carga de equilibrio partiendo de la alimentación por lo tanto esta carga de bolas podría ser la carga inicial. Este procedimiento se puede realizar una vez que el molino se encuentra operando mediante un muestreo de la alimentación y de la carga circulante; se puede estimar la carga de equilibrio que requiere el molino de acuerdo a la distribución granulométrica que se presenta en ese instante.

La carga de equilibrio se puede estimar de igual manera con las tablas propuestas por Nordberg Process Machinery donde se contemplan bolas desde ¾ de pulgadas hasta 5 pulgadas, es importante aclarar que la implementación de la carga de equilibrio propuesta por Bond para este ejercicio no restringe la posibilidad de aplicar las tablas de Nordberg Process Machinery.

**Continuación Tabla 3. 8-5** Distribución de carga de bolas óptimo.

Columna	7	8	9	10
Número de tamiz	Proporciones del		Carga de equilibrio (7) + (8)	Acumulado de la carga de equilibrio
	4 1/2 in 65.2%	4 in 34.8%		
-	0.00	0.00	0.00	0
1	15.0	0.00	15.0	15.0
2	20.2	8.0	28.2	43.2
3	11.7	11.8	23.5	66.7
4	9.8	7.3	17.1	83.8
5	4.6	4.2	8.8	92.6
6	2.5	2.3	4.8	97.4
7	1.1	0.9	2.0	99.4
8	0.3	0.3	0.6	100.0
9				
10				
11				
12				
13				
14				

Crow (1957) (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 32) menciona que la distribución de tamaño de la carga de bolas durante la operación se realiza para cumplir con los siguientes propósitos:

1. Aumentar el rendimiento del molino.
2. Reducir la potencia requerida por toneladas molida.
3. Reducir el consumo de bolas por tonelada molida.
4. Mejorar el tamaño del producto.
5. Reducir el tiempo de residencia en el molino.

De estos cinco propósitos el más buscado es el aumento en el rendimiento del molino que se traduce en la disminución del costo total del molino (unidades monetarias por tonelada). Donde el costo total de molienda es la suma de los costos fijos y los costos variables dividido por las toneladas de mineral procesado.

Para la planeación de la distribución de tamaño de bolas se deben de guardar los registros del rendimiento del molino, consumo de energía, granulometría de la alimentación, descarga, rendimientos de los clasificadores, análisis granulométrico del producto, desgaste de las bolas y lanas. El análisis conjunto de estos registros permitirá conocer la necesidad de emplear bolas pequeñas o grandes para otorgar mejores resultados.

El cambio en la distribución de tamaños de bola tiene un efecto directo en el rendimiento del molino, consumo de energía por toneladas procesada y consumo de bolas. Estos cambios afectaran la distribución granulométrica de la descarga y rendimiento del hidrociclón. Antes de observar estos efectos se produce un cambio en el desgaste de las bolas por lo tanto antes de que la carga alcance un equilibrio manteniendo la capacidad del molino en todo momento para observar realmente los cambios en la operación.

### Velocidad de rotación.

Gupta y Yan (2016) establecen que la velocidad de rotación es proporcional a la eficiencia de la molienda y rendimiento del molino. Cuando la velocidad es muy alta la carga se centrifuga impidiendo el desarrollo del efecto catarata y cascada. La velocidad de rotación a la cual no se centrifuga la carga se denomina velocidad crítica.

Todos los molinos deben operar a velocidades inferiores a la velocidad crítica para que se lleve a cabo la molienda, los molinos de bolas operan entre el 60 % a 80 % de la velocidad crítica. Cada molino opera en diferentes velocidades, dependiendo de las condiciones de funcionamiento del molino, carga de bola y niveles de llenado generalmente los molinos SAG/AG operan entre 60 % y 80 % de la velocidad crítica. Para molinos de bolas la velocidad de operación se encuentra entre el 72 % y 76 % en ocasiones puede ser hasta del 80 % de la velocidad crítica en molinos por debajo de los 6 pies de diámetro.

Bond (1961) formuló una expresión para el cálculo de la velocidad crítica donde se demuestra que la acción de volteo de la carga del molino se reduce y el rendimiento de la molienda se deteriora utilizando el diámetro interno:

$$N_c = \frac{76.6}{\sqrt{D}} \quad [rpm] \quad (3.8.37)$$

Donde D es el diámetro interno del molino, en pies

$$N_c = \frac{42.3}{\sqrt{D}} \quad [rpm] \quad (3.8.38)$$

Donde D es el diámetro interno del molino, en metros.

Esta expresión es utilizada como una primera estimación de la velocidad crítica por diversos autores y software de simulación. Durante la molienda existe una fricción entre las bolas y los revestimientos, esta fricción depende de varios factores como lo son:

- Desgaste de los revestimientos.
- Desgaste de las bolas.
- Densidad de pulpa.
- Abrasividad del material a moler.

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) el coeficiente de fricción " $\mu$ " se puede determinar a partir de la siguiente relación:

$$\frac{(\text{Rotación de la carcasa/unidad de tiempo})}{\text{Velocidad crítica}} = \sqrt{\frac{1}{\mu}} \quad (3.8.39)$$

Gupta y Yan (2016) establecen que para una molienda en un medio húmedo se debe multiplicar la velocidad crítica por 0.70 y para una molienda en seco se debe de multiplicar por 0.65.

## Capacidad de un molino de bolas.

Bond (1961) indicó que la capacidad de un molino de bolas depende de sus dimensiones, tipo de descarga, velocidad de rotación, carga del molino, relación de trituración, índice de trabajo, potencia requerida para la rotación del molino y gravedad específica del mineral.

F.C. Bond contemplando estos factores sugirió que la relación entre la capacidad del molino y potencia requerida para la rotación del molino ( $P_M$ ) está relacionada con la energía requerida para la molienda, es decir el índice de trabajo ( $W_i$ ), esto se expresa como:

$$Q = \frac{P_M}{E} \quad [\text{toneladas por hora}] \quad (3.8.40)$$

Donde:

$P_M$ : Potencial requerido para la rotación del molino, kW.

E: Consumo de energía, kW. h/t

Donde la potencia requerida para la rotación del molino está dada por:

$$P_M = 7.33 J_B C_S (1 - 0.937 J_B^2) \rho_b L D^{2.3} \left( 1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_S}} \right) \quad (3.8.41)$$

Donde:

$C_S$ : Porcentaje de la velocidad crítica en fracción

S: Gravedad específica de la alimentación, lb/ft<sup>3</sup> o t/m<sup>3</sup>

D: Diámetro del molino dentro de los revestimientos, ft o m.

L: Longitud del molino, ft o m.

$J_B$ : Porcentaje de bolas en la carga del molino en fracción

$\rho_b$ : Densidad de las bolas, lb/ft<sup>3</sup> o t/m<sup>3</sup>

Austin (1984) formuló dos expresiones que permiten estimar la capacidad del molino en función del diámetro de interno del molino, estas expresiones son:

1. Para molinos con un diámetro menor a 3.81 m:

$$Q = \frac{6.13 D^{3.5} \left( \frac{L}{D} \right) \rho_b (J_B - 0.937 J_B^2) \left( C_S - \frac{0.1 C_S}{2^{9-10C_S}} \right)}{C_F W_i \left( 10 \left( \frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right) \right)} \quad (3.8.42)$$

2. Para molino con un diámetro mayor a 3.81 m:

$$Q = \frac{8.01 D^{3.5} \left( \frac{L}{D} \right) \rho_b (J_B - 0.937 J_B^2) \left( C_S - \frac{0.1 C_S}{2^{9-10C_S}} \right)}{C_F W_{io} \left( 10 \left( \frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right) \right)} \quad (3.8.43)$$

Donde:

$C_S$ : Porcentaje de la velocidad crítica en fracción

S: Gravedad específica de la alimentación, lb/ft<sup>3</sup> o t/m<sup>3</sup>

D: Diámetro del molino dentro de los revestimientos, ft o m.

L: Longitud del molino, ft o m.

$J_B$ : Porcentaje de bolas en la carga del molino en fracción

$\rho_b$ : Densidad de las bolas, lb/ft<sup>3</sup> o t/m<sup>3</sup>



P y F: Tamaño del producto y la alimentación,  $\mu\text{m}$   
 $W_{i0}$ : Índice de trabajo de la operación, kW.h/t  
 $C_F$ : Factor de corrección.

Nota: Es importante mencionar que las unidades de las variables deben de definirse antes de los cálculos si se utiliza el Sistema Inglés de Unidades o el Sistema Internacional de Unidades abreviado SI. Generalmente en los catálogos de los equipos se encuentra el Sistema Inglés de Unidades.

El factor de correlación incluye las correcciones que se debe hacer para determina el índice de trabajo incluyendo las diferentes características de operación, estos factores de corrección fueron establecidos por F. C. Bond para corregir el índice de trabajo de laboratorio.

Factor de Corrección 1: Es utilizado para la conversión de  $W_i$  obtenida de condiciones en medio húmedo y corregirlo a molienda en seco.

$$W_i(\text{seco}) = 1.3 \times W_i(\text{humedo}) \quad (3.8.44)$$

Factor de corrección 2: Es utilizado para convertir al índice de circuito abierto de molienda húmeda a un circuito cerrado de molienda húmeda. Este factor de correlación depende del control requerido en el producto en la Tabla 3.8-7 se muestras los factores de corrección en función del porcentaje del producto que pasa a través del tamiz utilizados para el control del producto en una molienda en circuito cerrado.

$$W_i(\text{circuito abierto}) = \text{Factor multiplicador} \times W_i(\text{circuito cerrado}) \quad (3.8.45)$$

**Tabla 3. 8-7**  
 Factor de corrección dos.

% del producto que pasa el tamiz	Factor	% del producto que pasa el tamiz	Factor
50	1.035	90	1.4
60	1.05	92	1.46
70	1.1	95	1.57
80	1.2	98	1.7

Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Factor de correlación 3: Es utilizado para operaciones donde se tiene una alimentación con sobre tamaño. Esta corrección es necesaria cuando el tamaño de alimentación es mayor que el tamaño óptimo de alimentación, utilizando la ecuación si:

$$\text{Tamaño de alimentación} > 4000 [1.10 \times 13 / W_i(\text{laboratorio})]^{0.5} \quad [\mu\text{m}] \quad (3.8.46)$$

Entonces el factor de corrección está dado por:

$$C_F = 1 + \frac{P_{80}}{F_{80}} \left( \frac{W_i(\text{laboratorio})}{1.10} - 7 \right) \left[ \frac{F_{80}}{4000 \sqrt{1.10 \times 13} / W_i(\text{laboratorio})} - 1 \right] \quad (3.8.47)$$

Factor de correlación 4: Este caso es aplicable cuando se requiere una finura adicional en la molienda. Cuando el tamaño requerido del producto es menor que 75 mm y mayor que 15 mm, lo cual implica una molienda fina. En tal caso el índice de trabajo depende del tamaño del producto. La corrección se realiza con la expresión:

$$C_r = \frac{P_{80} + 10.3}{1.145P_{80}} \quad (3.8.48)$$

Factor de correlación 5: Es utilizado cuando se tiene una baja relación de reducción, es decir menor que seis. El factor de corrección se determina con la expresión:

$$C_r = \frac{(F_{80} - 1.22P_{80})}{F_{80} - 1.35 P_{80}} \quad (3.8.49)$$

Factor de corrección 6: Este factor de corrección está relacionado con el diámetro del molino debido a que la eficiencia de molienda. Estos cambios en la eficiencia se deben por la potencia consumida y el cambio en la capacidad al variar el diámetro de un molino de bolas. Este factor está dado por:

Para molinos con un diámetro menor a 3.81:

$$C_r = \left(\frac{2.44}{D}\right)^{0.2} \quad (3.8.50)$$

Para molinos con un diámetro mayor o igual a 3.81:

$$C_r = 0.914 \quad (3.8.51)$$

El factor de correlación es de 6.3 para todas las capacidades de molinos de bolas, cuando no se considera ninguna de las situaciones anteriores.

### Ejemplo 3.8.2

En un molino de bolas de desbordamiento se llevará a cabo una molienda húmeda en circuito abierto la velocidad de rotación de equipo es de 21 rpm, el tamaño del molino es de 3 x 3 metros. Se cargaron 38 toneladas de bolas con un diámetro de 101 mm y una densidad de 7.9 t/m<sup>3</sup>. La porosidad de la pulpa es del 35% y en índice de trabajo del material es de 13.7 kW.h/t.

El 80 % de la alimentación pasa a través de una abertura de 2.0 mm y el 80 % del producto paso en una abertura de 75µm. Ignore las correcciones debidas a la alimentación de gran tamaño y a la finura. Considere el factor de corrección como  $C_F = 1$ .

Estimar.

- La capacidad del molino para la molienda en un medio húmedo.
- La capacidad del molino para la molienda en un medio seco.

### Solución.

a) Como el tamaño del molino es inferior a 3.8 metros. En primer lugar, se debe de calcular la velocidad crítica:

$$V_c = \frac{42.3}{\sqrt{3.0 - 0.101}} = 24.8 \text{ rpm}$$

El porcentaje de la velocidad critica a la cual rota el molino es  $C_s: \frac{21}{24.8} = 0.85$

Por lo tanto, la capacidad el molino estará dado por:

$$Q = \frac{6.13 \times 3.0^{3.50} \left(\frac{3.0}{3.0}\right) 7.9 (0.35 - (0.937 \times 0.35^2)) \left(0.85 - \frac{0.1 \times 0.85}{2^{9-(10 \times 0.85)}}\right)}{1 \times 13.7 \times 10 \left(\frac{1}{\sqrt{75}} - \frac{1}{\sqrt{2000}}\right)}$$
$$Q = 32.9 \text{ t/h}$$

b) Para obtener el índice de trabajo para la molienda en seco se obtiene:

$$W_{i \text{ seco}} = 1.3 \times 13.7 = 17.8 \text{ kWh/t.}$$

Por lo tanto, la capacidad estará dada por:

$$Q = \frac{6.13 \times 3.0^{3.50} \left(\frac{3.0}{3.0}\right) 7.9 (0.35 - (0.937 \times 0.35^2)) \left(0.85 - \frac{0.1 \times 0.85}{2^{9-(10 \times 0.85)}}\right)}{1 \times 17.8 \times 10 \left(\frac{1}{\sqrt{75}} - \frac{1}{\sqrt{2000}}\right)}$$
$$Q = 25.3 \text{ t/h}$$

### Potencia del molino.

La potencia del motor requerida para hacer girar un molino desde el reposo hasta la velocidad de operación, debe de cumplir con el torque para el arranque inicial y las disposiciones mecánicas para hacer girar al molino cargado (Gupta y Yan, 2016, p. 219).

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) los trabajos realizados para determinar el consumo de energía han sido orientados para medir la energía requerida para elevar la carga hasta el punto en que cae en cascada o determinar la fuerza para que la carga supere las fuerzas de fricción entre la carga y los revestimientos del molino, haciendo que la carga gire alrededor del centro del molino. Austin (1984) afirma que la potencia del molino depende de la capacidad y diámetro del molino.

A partir de la afirmación de Austin (1984) se observa que la energía requerida para la reducción de tamaño forma parte de la potencia del molino. Entonces la potencia requerida por el molino se puede escribir como:

$$P_M = (W_i)(Capacidad) \quad [kW] \quad (3.8.52)$$

Donde  $P_M$  : Potencia requerida por el molino.

La estimación del consumo de energía del molino es un elemento crítico en el diseño del molino, enseguida se describen algunos métodos analíticos para estimar la potencia molino.

### Método de Rose & Sullivan.

Rose & Sullivan citados por Gupta y Yan (2016) establecieron teóricamente la potencia requerida para el molino que opera en un medio seco al indicar que la potencia es proporcional a porcentaje de la velocidad crítica a la cual opera el molino. En su expresión consideraron que la porosidad de la carga (bolas más material triturado) fuera igual a 0.4. Por lo tanto, la potencia requerida por el molino está dado por:

$$P_M = 1.12 \times 10^{-3} (D^{2.5} L \rho_b) \left( 1 + \frac{0.4 \rho_s U}{\rho_b} \right) C_s f(J_b) \quad [kW] \quad (3.8.53)$$

Donde:

$\rho_s$ : Densidad del mineral, lb/ft<sup>3</sup> o kg/m<sup>3</sup>.

$U$ : Porcentaje de espacio entre las bolas en reposo que está lleno de mineral (porosidad de la carga) en fracción.

$\rho_b$ : Densidad de las bolas, lb/ft<sup>3</sup> o kg/m<sup>3</sup>.

$D$  y  $L$ : Diámetro interno y longitud del molino, ft o m.

$C_s$ : Porcentaje de la velocidad crítica a la cual opera el molino en fracción.

$f(J_b)$  Función que está dada por la carga de los medios de molienda:

$$f(J_b) = 3.045J_B + 4.55(J_B)^2 - 20.4(J_B)^3 + 12.9(J_B)^4 \quad (3.8.54)$$

$J_B$ : Volumen de bolas en la carga del molino que es de 35 % a 40 % de la carga.

Nota: Es importante mencionar que las unidades de las variables deben de definirse antes de los cálculos si se utiliza el Sistema Inglés de Unidades o el Sistema Internacional de Unidades abreviado SI. Generalmente en los catálogos de los equipos se encuentra el Sistema Inglés de Unidades.

### Método de Nordberg Process Machinery.

La compañía Nordberg (1971) publicó una expresión para determinar la potencia que se requiere para accionar un molino para moler un tonelaje determinado que se puede utilizar para molinos de bolas, barras y guijarros. Por lo tanto, la potencia está dada por:

$$P_M = \frac{WC \sin(\alpha)(2\pi N)}{33,000} \quad [HP] \quad (3.8.55)$$

Donde:

$W$ : Peso de la carga, toneladas cortas.

$C$ : Distancia del centro de gravedad de la carga al centro del molino en pies.

$\alpha$ : Ángulo de reposos de la carga.

$N$ : Velocidad de rotación del molino en rpm, ver Figura 3.8-7.

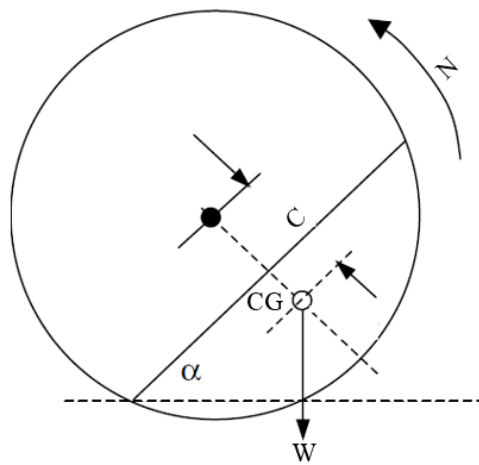


Figura 3. 8-7 Localización del centro de gravedad en un molino. Tomado de Gupta y Yan (2016).

El enfoque de esta expresión parte de la premisa que la potencia necesaria para moler un material desde un tamaño de alimentación a un producto determinado. Posteriormente Nordberg (1971) estableció una expresión para la determinación de los caballos de fuerza necesarios para el accionamiento de un molino, esta expresión establecida considera el diámetro, longitud del molino, porcentaje de la carga de bolas, tipo de molino y velocidad del molino.

$$P_M = (A)(B)(C)(L) \quad [HP] \quad (3.8.56)$$

Donde:

$A$ : Factor que está en función del diámetro del molino.

$B$ : Factor que está en función del % de la carga y el tipo de molino.

$C$ : Factor que está en función de velocidad del molino.

$L$ : Longitud del molino, en pies.

Los valores de los factores  $A$ ,  $B$ ,  $C$  del molino se representan en los siguientes gráficos Figura 3.8-8, 3.8-9 y 3.8-10.

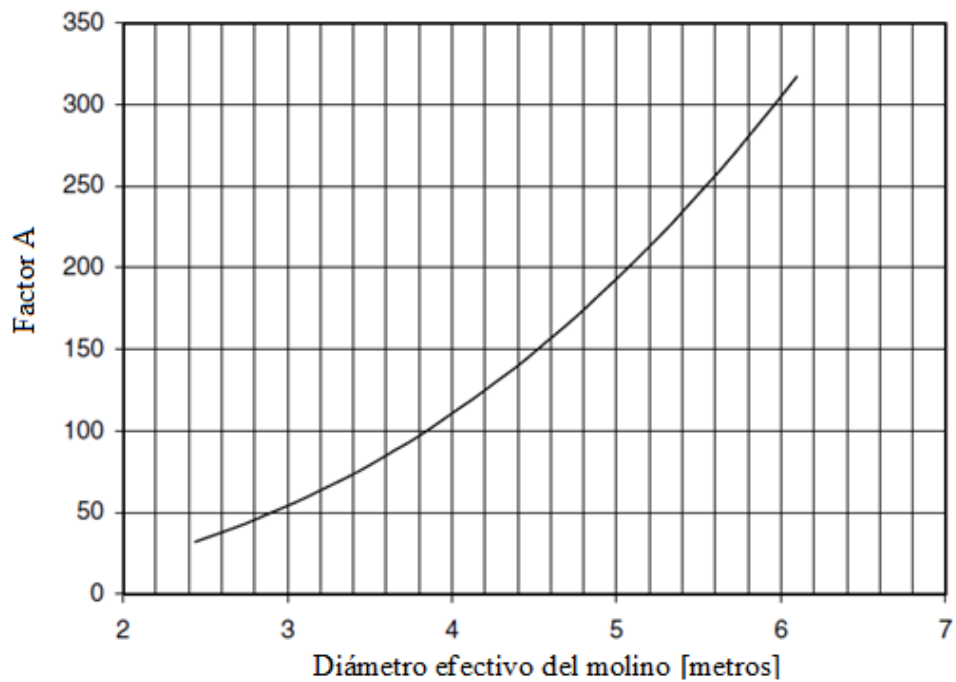


Figura 3. 8-8 Factor “A” en función del diámetro del molino. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

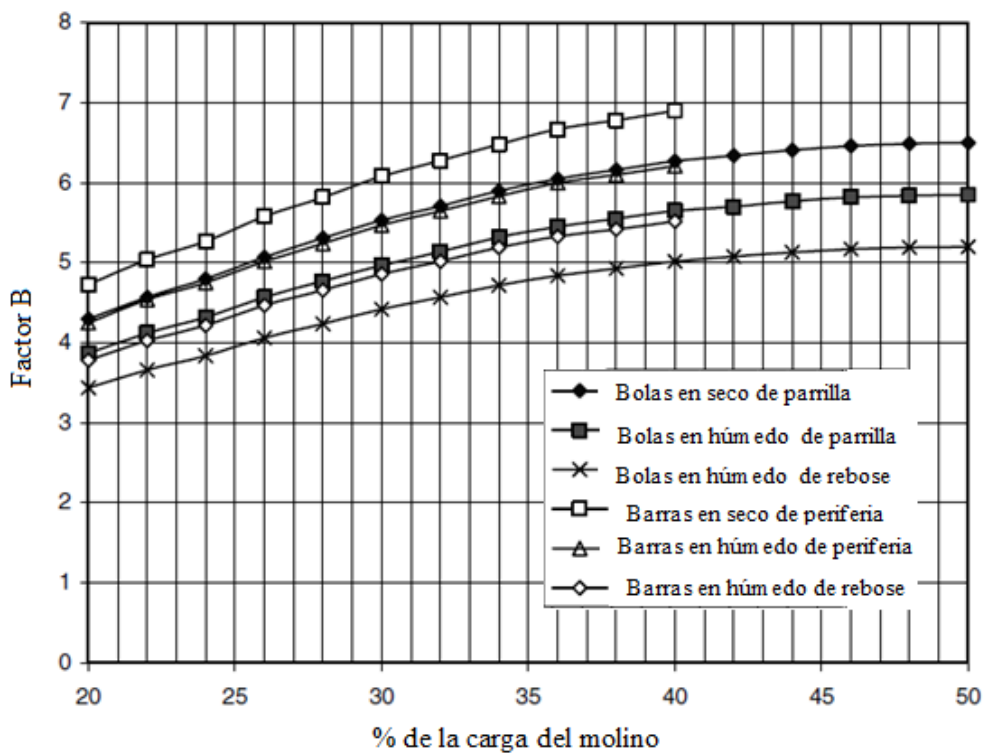


Figura 3. 8-9 Factor “B” en función del tipo de molino y carga. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

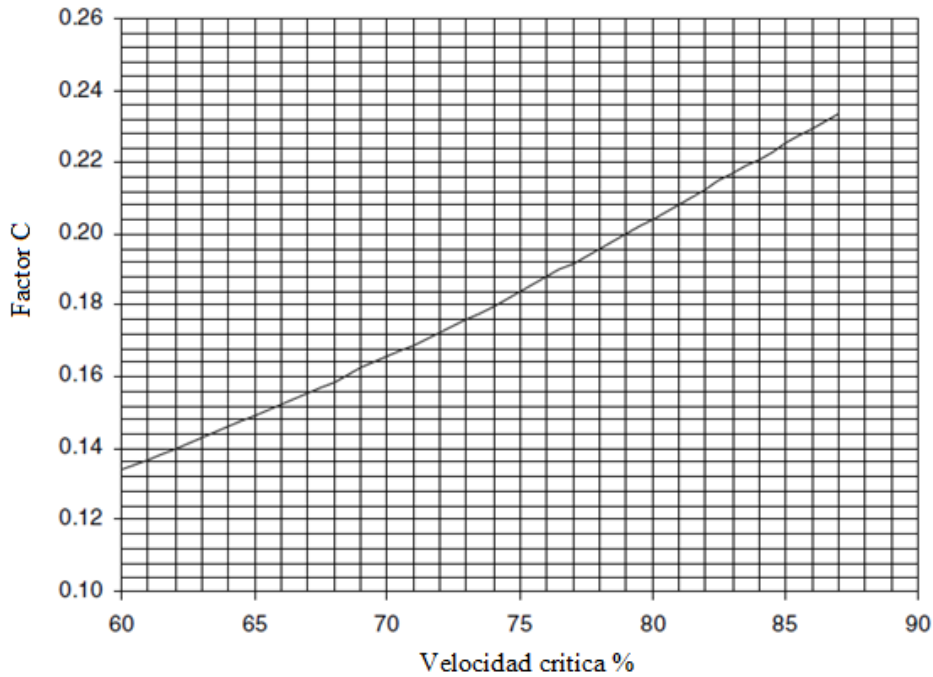


Figura 3.8-10 Factor “C” en función de la velocidad del molino. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

**Método de Bond.**

Bond (1961) mediante su experiencia estableció que la potencia que requiere un molino para su operación está en función de diversos factores como su longitud del molino, velocidad del molino, masa de las bolas, masa de la carga del molino, características de la alimentación e índice de trabajo del material.

A partir de estos factores establecidos F.C. Bond desarrolló una metodología para la estimación de la potencia, una primera observación de esta metodología es que la potencia varía en función de un factor que es función de la velocidad crítica este factor está dado por:

$$F_c = 100C_s \left( 1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_s}} \right) \quad (3.8.57)$$

Utilizando esta relación que existe entre el factor  $F_c$  y porcentaje de la velocidad crítica a la cual opera el molino F.C. Bond propuso la siguiente ecuación para calcular la potencia del eje de transmisión que acciona el molino:

$$P_s = 7.33C_s J_B (1 - 0.937J_B) \left( 1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_s}} \right) \rho_b L D^{2.3} \quad [kW] \quad (3.8.58)$$

Donde el diámetro y longitud del molino deben estar en metros y la densidad de las bolas el  $t/m^3$ . A partir de esta primera ecuación Bond determinó una ecuación empírica para determina la potencia de una molienda humedad y la expreso en función de la masa de los medios de molienda. Esta ecuación está dada por:

$$\frac{P_M}{M_B} = 15.6(D)^{0.3} C_s (1 - 0.937J_B) \left( \left( 1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_s}} \right) \right) \quad [kW/t] \quad (3.8.59)$$

Para molinos con diámetro < 3.3 metros su forma corregida es:

$$\frac{P_M}{M_B} = 15.6D^{0.3}C_s \left(1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_s}}\right) \rho_b LD^{2.3} - 1.102 \left(\frac{45.72 - d_{m\acute{a}x}}{50.8}\right) [kW/t] \quad (3.8.60)$$

Para molinos con diámetro > 3.3 metros:

$$\frac{P_M}{M_B} = 15.6D^{0.3}C_s \left(1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_s}}\right) \rho_b LD^{2.3} - 1.102 \left(\frac{d_{m\acute{a}x} - 12.5D}{50.8}\right) [kW/t] \quad (3.8.61)$$

Donde  $d_{m\acute{a}x}$  es el diámetro máximo de bola en milímetros.

Para calcular la masa de las bolas a partir de la carga del molino está dada por:

$$M_B = \frac{\pi D^2}{4} J_B L \rho_b (1 - \delta) \quad (3.8.62)$$

Donde  $\delta$  es la porosidad de carga, es decir el espacio vacío entre las bolas por lo general va de 0.35 a 0.4. Cuando la descarga del molino es mediante una parrilla las ecuaciones anteriores se deben de multiplicar por 1.16 y para una molienda en seco por 1.08.

Austin (1984) propuso una corrección para molinos con un diámetro inferior de 2.4 metros a partir de las expresiones de Bond, esta ecuación es:

$$\frac{P_M}{M_B} = \frac{13D^{0.5}(C_s - 0.1)(1 - 0.937J_B)}{(1 + 595J_B^5)(1 + e^{(15.7(C_s - 0.94)})} )} \quad (3.8.62)$$

Donde el diámetro está en metros y  $M_B$  este dado en toneladas métricas. Para los molinos de bolas se aplican algunos factores de corrección para algunas condiciones:

1. Potencia de molino en un medio seco a una molienda húmeda, se multiplica por 1.7.
2. Para obtener la potencia del eje del piñón, se multiplica la potencia por 1.10.
3. Para convertir el índice de trabajo de una molienda húmeda a seca multiplicar por 1.3.

Napier-Munn et.al (1999) indican que los usos de las ecuaciones de F.C. Bond antes descritas son aplicables en molino AG/SAG.

Después de determinar la potencia requerida para el molino mediante cualquier método esta cifra se debe convertir para determinar el tamaño del motor que abastece la demanda de energía de la planta de acuerdo a la producción requerida. El tamaño del motor está dado por:

$$Potencia\ del\ motor = \frac{1.341 (S)(toneladas\ por\ hora)}{(PF_1)(PF_2)} \quad (3.8.63)$$

Donde:

S: Energía específica de diseño, kW.h/t.

$PF_1$ : Eficiencia del motor para molinos de bolas 0.95 y SAG/AG 0.85 a 0.90.

$PF_2$ : Eficiencia de la transmisión para motores de inducción 0.93, síncronos 0.94 y transmisión por engranajes 0.96 a 0.97.



### Potencia teórica.

La energía que se suministra al molino de bolas permite que fuerzas repetitivas de impacto, compresión y desgaste operen en la carga de una manera compleja permitiendo la molienda de las partículas por la transferencia de energía que existe entre las bolas y partículas. La potencia es igual a la energía consumida por unidad de tiempo (Gupta y Yan, 2016).

Austin (1984), Morrell (1992) y Napier-Munn et al. (1999) concluyeron que la energía transferida a la carga del molino esta relaciona con la potencia requerida para rotar el molino en su accionamiento y cuando se encuentra completamente cargado.

Morrell (1992) estableció algunos puntos que se deben de considerar en la potencia:

1. La potencia consumida se relaciona con la transferencia de energía cinética y potencial del molino giratorio a la carga del molino.
2. La energía transferida es utiliza para la molienda del material y otra porción se pierde en forma de energía calorífica y sonora.
3. La masa de la pulpa influye en la fricción entre la carga y el revestimiento del molino, por lo tanto, influye en pequeña porción en la acción de rotación del molino.
4. La pulpa afecta en mayor proporción cuando la descarga se da por desbordamiento debido a que la carga no se distribuye uniformemente al centro de la carcasa.
5. La potencia total es considerada como la suma de la potencia requerida en la sección cilíndrica más la potencia requerida por las dos secciones cónicas de los extremos, más la potencia para rotar un molino vacío (Figura 3.8-11).

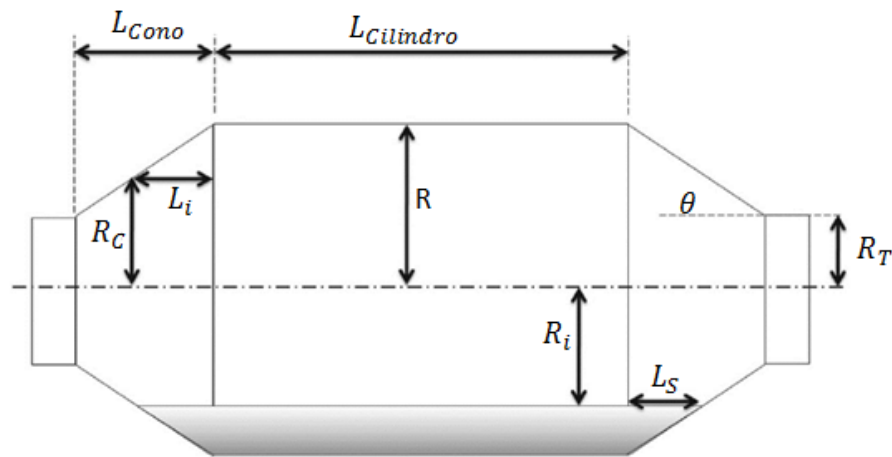


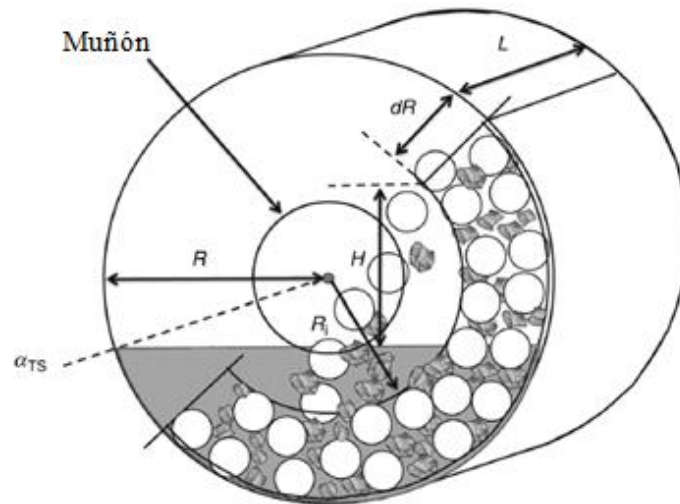
Figura 3. 8-11 Esquema de un molino de bolas. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Bajo estas observaciones Morrell (1992) determinó una ecuación empírica para estimar la potencia para rotar con molino sin carga, esta ecuación es:

$$P_{M(\text{sin carga})} = 1.68[D^{2.5}C_s(0.667L_{Con.} + L_{Cil.})]^{0.82} \quad [kW] \quad (3.8.64)$$

Donde D es el diámetro del molino y  $L_{Con.}$ ,  $L_{Cil.}$  longitud de la sección cónica y cilíndrica respectivamente, en metros.

Durante la rotación de un molino, la carga se desplaza en la dirección de rotación desde el pie hasta el hombro del molino, generando el desplazamiento general de la carga y la pulpa. En la Figura 3.8-12 se muestra una sección transversal del molino donde se observa la posición que toman la carga y el ángulo del hombro del molino. Actualmente estos parámetros se miden en programas de simulación para ver como interactúa la carga.



**Figura 3. 8-12** Posición de las bolas, sólidos y pulpa en un molino de bolas de desborde. Tomado de Gupta y Yan (2016).

El desplazamiento los materiales estarán dados por la distancia recorrida por la posición del hombro y pie del molino. Para determinar el potencial y energía cinética asociada a la nueva posición de la carga, considerando una sección del molino con una longitud “L”, en la distancia radial “ $R_i$ ” y el ancho “ $d_R$ ”. El flujo másico a través del molino estaría dado por:

$$Q_M = V_T \rho_C L d_R \quad (3.8.65)$$

Donde:

$V_T$ : Velocidad tangencial de una partícula ubicada a una distancia R del centro del molino, en metros sobre segundo.

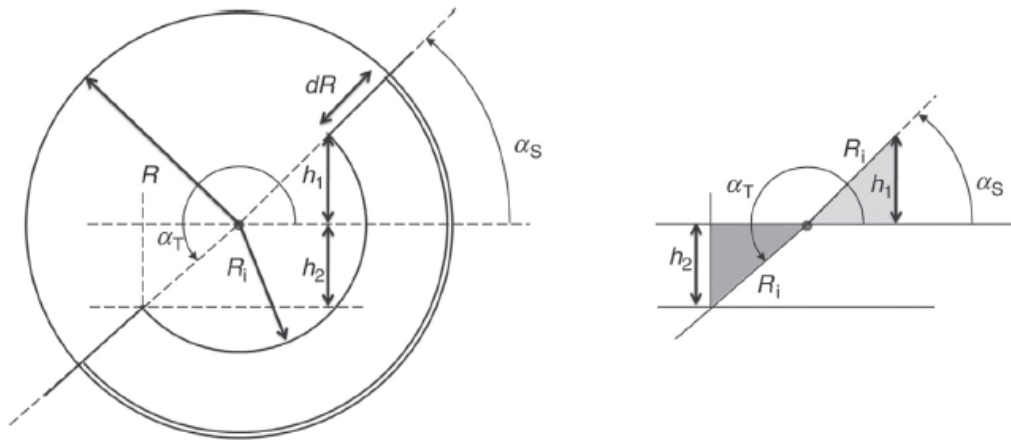
$\rho_C$ : Densidad de la carga del molino [ $t/m^3$ ].

La energía potencial que desarrollan las partículas y las bolas dependerán de la altura a la que se eleven. Si la altura es “H” entonces la energía potencial sería:

$$PE = V_T \rho_C L d_R g H \quad (3.8.66)$$

Donde “g” es la aceleración gravitacional.

Si la altura puede estar dada por  $H = R_i (\sin \alpha_S - \sin \alpha_T)$  donde  $\alpha_S$  y  $\alpha_T$  es el ángulo del hombro y el pie del molino, ver Figura 3.8-13.



**Figura 3. 8-13** Cálculo de la altura de la bola. Tomado de Gupta y Yan (2016).

La energía cinética que se imparte a las partículas es:

$$PE = \frac{1}{2}(V_T \rho_C L d_R) V_T^2 \quad (3.8.67)$$

Por lo tanto, la energía total que se imparte a las partículas está dado por la suma de la energía potencia y cinética.

$$E_T = V_T \rho_C L d_R g H + \frac{V_T^3 \rho_C L d_R}{2} \quad (3.8.68)$$

En cualquier distancia radial " $R_p$ " en la carga, la velocidad tangencial está dada por:

$$V_T = 2\pi R_p \omega_p \quad (3.8.69)$$

Donde  $\omega_p$  es la velocidad de rotación de una partícula a la distancia radial en la carga. [rev/s]

Morrell (1992) derivó  $\omega_p$  con la expresión:

$$\omega_p = \left[ \frac{\omega R (R_p - R')}{R_p (R - R')} \right] \quad (3.8.70)$$

Donde:

$\omega$ : Velocidad de rotación del molino.

$R$ : Radio del molino, metros.

$R'$ : Posición radial teórica en la carga activa donde la velocidad es cero y está dada por:

$$R' = R_i [1 - J_C]^{0.4532} \quad (3.8.71)$$

Donde  $J_C$ : Es la fracción del volumen del molino en la selección cilíndrica ocupada por la carga.

**Potencia en la sección cilíndrica:** Está dada por:

$$P_c = \frac{\pi g L \rho_c \omega R}{3(R - \gamma R_i)} [2R^3 - 3\gamma R^2 R_i + R_i^3 (3\gamma - 2)] (\sin \alpha_s - \sin \alpha_T) + L \rho_c \left[ \frac{\omega R \pi}{R - \gamma R_i} \right]^3 [(R - \gamma R_i)^4 - R_i^4 (\gamma - 1)^4] \quad [kW] \quad (3.8.72)$$

Donde  $L, R, R_i$  están en metros,  $\rho_c$  está en  $t/m^3$  y  $\gamma$  es una función del llenado volumétrico del molino " $J_B$ ".

$$\log \gamma = 0.4532 \log(1 - J_B) \quad (3.8.73)$$

**Potencia requerida para un molino de bolas de descarga de desborde:** Morrell (1992) derivó la potencia requerida para los molinos de desbordamiento como:

$$P_c = \frac{\pi g L \rho_c \omega R}{3(R - \gamma R_i)} [2R^3 - 3\gamma R^2 R_i + R_i^3 (3\gamma - 2)] [\rho_c (\sin \alpha_s - \sin \alpha_T) + \rho_p (\sin \alpha_s - \sin \alpha_{TS})] + (L \rho_c \left[ \frac{\omega R \pi}{R - \gamma R_i} \right]^3 [(R - \gamma R_i)^4 - R_i^4 (\gamma - 1)^4]) \quad [kW] \quad (3.8.74)$$

Donde  $\rho_p$  es la densidad de la pulpa y  $\alpha_{ST}$  es el ángulo de reposo de la pulpa.

**Potencia para las secciones cónicas del molino:** Los molinos de grandes dimensiones están diseñados para manejar un volumen considerable en las dos secciones cónicas, por lo tanto, se encuentra una cantidad alta de pulpa las cuales rotan en el interior del molino demandando energía. Morrell (1992) determinó la potencia requerida para las dos secciones cónicas de los extremos con la siguiente ecuación:

$$P_{CON} = \frac{\pi g L_{cono} \omega}{3(R - R_T)} [R^4 - 4RR_i^3 + 3R_i^4] [\rho_c (\sin \alpha_s - \sin \alpha_T) + \rho_p (\sin \alpha_T - \sin \alpha_{TS})] + \frac{2\pi^3 \omega^3 L_{cono} \rho_c}{5(R - R_T)} (R^5 - 5RR_i^4 + 4R_i^5) \quad [kW] \quad (3.8.75)$$

Donde:

$R_t$ : Radio de muñón

$L_{cono}$ : Longitud de la sección cónica ambos en metros.

$R_c$ : Radio del cono a una distancia  $L_i$  de la sección cilíndrica.

Para evaluar las ecuaciones de la potencia de la sección cónica y cilíndrica se necesita determinar el radio interior de la carga  $R_i$ , la densidad de la carga y pulpa.

El radio interno de la carga se calcula considerando la masa activa de la carga, el tiempo en que la carga se desplaza del pie al hombro del molino y el tiempo necesario para que la carga viaje desde el hombro y caiga en el pie del molino. El radio interno es el límite de la carga giratoria como se observa en la Figura 3.8-12.

Por lo tanto, para la masa de la carga partiendo del conocimiento de las posiciones del pie y hombro del molino conociendo el ángulo  $\alpha_T$  y  $\alpha_S$ , entonces  $R_i$  se puede calcular con la siguiente expresión:

$$R_i = R \left[ \frac{2\pi\delta J_C}{2\pi + \alpha_S - \alpha_T} \right]^{0.5} \quad (3.8.76)$$

El término “ $\delta$ ” representa la fracción del volumen que se encuentra activa de la carga total. La parte activa se puede considerar como la fracción del tiempo que toma a la carga en la zona activa en dar un giro completo, es decir:

$$\delta = \frac{t_A}{t_F + t_A} \quad (3.8.77)$$

Donde  $t_A$  es el tiempo promedio que tarda la parte activa en viajar desde el pie hasta el hombro del molino y  $t_F$  es el tiempo medio para la caída del material desde el hombro hasta el pie del molino.

Para obtener estos valores a partir de la velocidad de rotación promedio del molino se utilizan las siguientes expresiones:

$$t_A = \frac{2\pi - \alpha_T + \alpha_S}{2\pi\omega} \quad (3.8.78)$$

$$t_F = \left( \frac{2R''(\sin\alpha_S + \sin\alpha_T)}{g} \right)^{0.5} \quad (3.8.79)$$

Donde  $R''$  es la posición radial promedio de la parte activa de la carga y está relacionada con la porción del volumen del molino ocupada por la carga:

$$R'' = \frac{R}{2} \left[ 1 + \left( 1 - \frac{2\pi J_C}{2\pi + \alpha_S - \alpha_T} \right)^{0.5} \right] \quad (3.8.80)$$

Donde  $J_C$  hace referencia a la sección cilíndrica del molino.

Para determinar la densidad de la carga total, es necesario conocer la porosidad de la carga, densidad de la pulpa y la fracción de los vacíos entre las bolas que ocupa la pulpa. La porosidad de la carga en promedio es de 0.4 y la fracción de vacíos entre los medios de molienda ocupada por el mineral en promedio es de 1. Bajo este supuesto una aproximación de la densidad de la carga está dada por:

$$\rho_C = 0.8\rho_O + \frac{0.6 J_B(\rho_b - \rho_O)}{J_C} + 0.2 \quad (3.8.81)$$

Donde  $\rho_O, \rho_b$  es la densidad del mineral y de las bolas respectivamente.

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) el método de Morrell tiene un intervalo de confianza del 95% con un  $\pm 10.5\%$  de error relativo.

### 3.9 DISEÑO DE MOLINOS DE BARRAS

Los molinos de tambor cargados con barras como medios de molienda son utilizados en etapas primarias. Las barras se colocan paralelas a la longitud del molino. En estos equipos la reducción de tamaños se da por la acción de cascada principalmente (Gupta y Yang, 2016).

El molino de barras genera un producto grueso. Debido a esto el principal uso para los molinos de barras son preparación de la alimentación de molino de bolas o guijarros, molienda de agregados, preparación de minerales para procesos de lixiviación y molienda primaria de minerales industriales (Rowland, 1985, p. 3C-44).

Los molinos de barras se cargan con un 35 % a 40 % del volumen del molino, en algunas ocasiones pueden cargarse hasta 45 %. Los molinos de barras aceptan un tamaño máximo de 1 ½ pulgada para un mejor rendimiento se recomienda una alimentación de ¾ de pulgada. El producto ronda entre 4 a 16 mallas en circuito abierto o 35 mallas en circuito cerrado.

Gupta y Yan (2016) indican que las características del diseño de los molinos de barras son muy similares a los molinos de bolas. Los tipos de molinos de barras son los de descarga de desbordamiento, periférica central y periférica final.

La relación de reducción de los molinos de barras es de 2 a 20 dependiendo de las características del mineral. Bond (1963) expresó la relación de reducción del molino de barras en función de la longitud y diámetro del molino a dicha relación se le denomina relación de trituración óptima:

$$R_o = 8 + \frac{5L}{D} \quad (3.9.1)$$

Gupta y Yan (2016) mencionan que la relación entre la longitud y diámetro del molino es de 1.5, entonces la relación de trituración óptima es igual a 15.5. Con estas condiciones la relación de trituración se ve afectada, si aumenta la producción del circuito de molienda o si se desea un producto más grueso. Para esto Bond (1963) introdujo un factor de ineficiencia que se utiliza para corregir la potencial de operación del molino.

$$F_1 = 1 + \frac{(R - R_o)^2}{150} \quad (3.9.2)$$

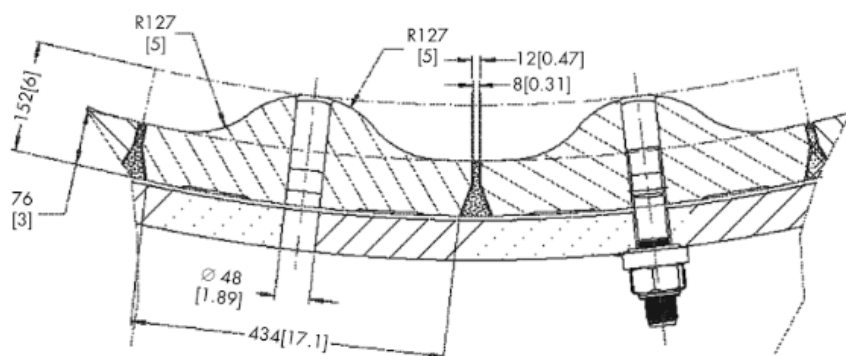
Donde:

$R_o$ : Relación de reducción teórico y  $R$ : Relación de reducción real.

#### **Sistema de revestimientos de un molino de barras.**

Rowland (2002) indica que los molinos de barras es una costumbre utilizar revestimientos de acero de onda única o compuesto con tapa de acero. En la Figura 3.9-1 se muestra el diseño de los revestimientos de onda simple.

De acuerdo con Giblett y Putland (2019) el número total de los elevadores es equivalente al doble del diámetro de la carcasa y la altura de las ondas llega a ser de 2.5 a 3.5 pulgadas sobre las placas de 2.5 a 3.0 pulgadas reforzado con caucho para proteger la cubierta. Los revestimientos de los cabezales deben ser lisos y libres de cualquier elevador, los cuales puedan interrumpir la acción de las barras y causar que se enreden. Otra función de los revestimientos lisos de los cabezales es mantener el mineral al centro del molino. Para obtener el mayor rendimiento de los molinos de barras es necesario prestar atención a la calidad de las barras y retirar aquellas que se han desgastado o roto.



**Figura 3. 9-1** Perfil de un revestimiento de onda simple. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

### Carga del molino de barras.

Gupta y Yan (2016) indica que, en los molinos de barras, la carga ocupa alrededor del 45 % del volumen interno, en la carga de barras de un solo diámetro tiene una porosidad del 9.3 %. Con una carga mixta la porosidad de la carga se reduce. Sin embargo, en la carga total del molino entre barras y material se tiene una porosidad del 40 %. La altura de la carga se mide de la misma manera que en el molino de bolas, en la mayoría de las ocasiones se utiliza la fórmula propuesta por Bond en el año de 1961:

$$\% \text{ de la carga } (V_p) = 113 - 126 \frac{H}{D} \quad (3.9.3)$$

Bond (1961) desarrolló una expresión para estimar las toneladas de barras requeridas en un molino, esta expresión es:

$$T_B = \frac{V_p(D^2)(L)}{6.8} \quad (3.9.4)$$

Donde D es el diámetro interno del molino y L la longitud efectiva del molino ambos en pies.

Para una correcta eficiencia las barras deben rotar paralelo al eje central, cuando se tiene una sobrecarga o una carga insuficiente en el molino, se tiene una molienda deficiente. La densidad aparente de una carga de barras es aproximadamente de  $6.25 \text{ t/m}^3$ . Cuando la molienda es húmeda, la pulpa que se carga al molino se mantiene entre el 60 y 70 % de sólidos en peso.

### Tamaño óptimo y carga inicial de las barras.

Los tamaños de barras utilizados varían desde 5 pulgadas hasta 1 ½ pulgada, la longitud de las barras utilizadas en los molinos deben ser de 6 a 9 pulgadas menor que la longitud efectiva del molino. Bond (1958) indica que en la selección del tamaño de barras de molienda se puede emplear la siguiente expresión:

$$B = \sqrt{\frac{F_{80}W_i}{300C_s}} \sqrt{\frac{S}{\sqrt{D}}} \quad [in] \quad (3.9.4)$$

Donde  $F_{80}$  es el tamaño de alimentación en micrómetros,  $W_i$  es el índice de trabajo kW.h/t,  $S$  es la gravedad específica de la alimentación, lb/ft<sup>3</sup> y  $D$  es el diámetro efectivo del molino dentro de los revestimientos, ft

Posteriormente en año de 1961 Bond propuso una expresión teórica para determinar el diámetro de la barra de la carga inicial y de las barras de reemplazo, esta expresión es:

$$d_r = \frac{F_{80}^{0.75}}{160} \left( \frac{W_i (S_g)}{\sqrt{100 C_s \sqrt{D}}} \right) [in] \quad (3.9.5)$$

Donde  $F_{80}$  es el tamaño de alimentación en micrómetros,  $W_i$  es el índice de trabajo kW.h/t,  $S$  es la gravedad específica de la alimentación, lb/ft<sup>3</sup> y  $D$  es el diámetro efectivo del molino dentro de los revestimientos, ft

Bond (1961) indica que la relación de trituración es inferior a 8, el valor calculado de  $B$  debe aumentarse media pulgada.

Gupta y Yan (2016) mencionan que los diámetros deben elegirse cuidadosamente, un cambio en su geometría produce tensiones desiguales a lo largo de la longitud de las barras, lo cual provoca que las barras se rompan.

Rowland y Kjos (1978) mencionan que la selección de diámetro de la barra está en función de las características del mineral, índice de trabajo y densidad del mineral. Bajo estas consideraciones establecieron la siguiente expresión empírica para calcular el tamaño óptimo de barra.

$$d_r = 25.4 \left[ \frac{F_{80}^{0.75}}{160} \left( \frac{W_i \rho_s}{100 C_s (3.281 D)^{0.5}} \right)^{0.5} \right] [mm] \quad (3.9.6)$$

Donde  $F_{80}$  es el tamaño de alimentación en micrómetros,  $W_i$  índice de trabajo de la molienda, kW.h/t,  $C_s$  es el porcentaje de la velocidad crítica en fracción,  $\rho_s$  es la gravedad específica de la alimentación, t/m<sup>3</sup> y  $D$  es el diámetro efectivo del molino en metros.

En cuanto a la longitud de las barras algunos autores mencionan que la longitud debe de ser 100 a 150 mm más corta que la longitud interna del molino. Rowland (1985) establecen una relación de 1.4 a 1.6 entre la relación de la longitud de la barra y el diámetro del molino para evitar que las barras se enreden. Cuando esta relación se vuelve menor a 1.25 el riesgo de enredo es alto.

Gupta y Yan (2016) mencionan que las longitudes de las barras superiores a 6 metros son más sensibles a enredarse. También mencionan que la longitud de la barra es inversamente proporcional a la velocidad del molino; es decir que a velocidades altas las barras deben de tener una menor longitud.

Bond (1961) estableció una carga nominal para molinos de barras. En la Tabla 3.9-1 se muestra la distribución de diámetro de barras para la carga inicial en función del tamaño de barra calculado " $d_r$ ".



**Tabla 3. 9-1**

Carga de equilibrio para barras propuesto por Bond.

Diámetro de barra (pulgadas)	Distribución de tamaños de barras para la carga inicial						
	$d_r$	5	4 1/2	4	3 1/2	3	2 1/2
5	18.0						
4 1/2	22.0	20.0					
4	19.0	23.0	20.0				
3 1/2	14.0	20.0	27.0	20.0			
3	11.0	15.0	21.0	33.0	31.0		
2 1/2	7.0	10.0	15.0	21.0	39.0	34.0	
2	9.0	12.0	17.0	26.0	30.0	66.0	
Porcentaje total	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Adaptado de Bond (1958).

Nordberg Process Machinery (1971) propone las siguientes cargas iniciales.

**Tabla 3. 9-2**

Cargas de barras en equilibrio propuestas por Nordberg.

Diámetro de barra (pulgadas)	Distribución de tamaños de barras para la carga inicial					
	$d_r$	5	4 1/2	4	3 1/2	3
5	19.0					
4 1/2	17.0	21.0				
4	16.0	19.0	24.0			
3 1/2	15.0	18.0	23.0	30.0		
3	13.0	17.0	20.0	26.0	38.0	
2 1/2	10.0	15.0	18.0	24.0	33.0	
2	10.0	10.0	15.0	20.0	29.0	
Porcentaje total	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

**Tabla 3. 9-3**

Cargas de barras en equilibrio propuestas por Nordberg.

Diámetro de barra (pulgadas)	Distribución de tamaños de barras para la carga inicial					
	$d_r$	5	4 1/2	4	3 1/2	3
5	19.0					
4 1/2	17.0	21.0				
4	16.0	19.0	24.0			
3 1/2	15.0	18.0	23.0	26.0		
3	13.0	17.0	20.0	22.0	30.0	
2 1/2	10.0	15.0	18.0	20.0	26.0	
2	10.0	10.0	15.0	17.0	23.0	
1 1/2				15.0	21.0	
Porcentaje total	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

### Desgaste de las barras.

Durante la operación, el desgaste de las barras es irregular en la zona de alimentación las barras tienen un mayor desgaste que en la descarga. Gupta y Yan (2016) indican que en el extremo de alimentación se desgastan de una manera elíptica tomando la forma de lanza y en el extremo de descarga se vuelven cónicas.

Bond (1963) propone dos expresiones para estimar las pérdidas de peso para una molienda húmeda de las barras y las lanas en términos de masa por unidad de energía de entrada estas expresiones son:

Barras:

$$0.35 (A_i - 0.020)^{0.20} \text{ [lb/kW.h]} \quad (3.9.7)$$

Lainas:

$$0.035 (A_i - 0.015)^{0.3} \text{ [lb/kW.h]} \quad (3.9.8)$$

Debido al desgaste durante la operación las barras deben de reemplazarse ocasionalmente, ya que están sujetas a un constante desgaste. Por lo tanto, el remplazo debe permitir que se mantenga un equilibrio, para este objetivo se puede utilizar las tablas de las cargas nominales propuestas por Bond y Nordberg Process Machinery.

Un concepto relacionado con el desgaste de las barras es el consumo de los medios en una molienda húmeda, el cual se da por dos factores: (1) abrasión de la superficie del medio por contacto con el mineral y (2) con los revestimientos. El segundo es por corrosión de la superficie del medio expuesta a la acción de molienda.

El consumo de medios de molienda en seco solo se debe a la abrasión y por lo tanto menor que el consumo de medios en la molienda húmeda. En la tabla 3.9-4 se muestra una tabla con niveles esperados del consumo de medios propuesto por Nordberg Process Machinery.

**Tabla 3. 9-4**  
Consumo de barras propuesta por Nordberg.

<b>CONSUMO DE MEDIOS</b>				
<b>(libras por tonelada de alimentación)</b>				
<b>Molienda</b>	<b>Seco</b>		<b>Húmeda</b>	
	<b>Rango</b>	<b>Promedio</b>	<b>Rango</b>	<b>Promedio</b>
<b>Molino de barras</b>	0.1 - 0.4	0.2	0.5 - 2.0	0.9
<b>Molino de bolas primario</b>	0.1 - 0.7	0.2	0.5 - 2.0	0.9
<b>Molino de bolas secundario</b>	0.1 - 0.5	0.15	0.3 - 1.5	0.8

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971)

### Capacidad de un molino de barras.

Gupta y Yan (2016) indican que la capacidad de los molinos de barras está en función de las características del molino, velocidad de rotación, diseño de los revestimientos, índice de trabajo, relación de reducción y características de la alimentación. Otro factor del cual depende la capacidad es la energía cinética disponible para transferirse a las barras.

Austin (1984) en una primera estimación de la capacidad relaciono la longitud y el diámetro efectivo del molino con la capacidad:

$$Q = \frac{\pi}{4}LD^{2.5} [t/h] \quad (3.9.9)$$

Donde D es el diámetro interno del molino y L la longitud efectiva del molino ambos en metros.

De acuerdo a Gupta y Yan (2016) citan a Kurimoto que indican una relación entre la capacidad, diámetro y longitud del molino es válida. En la Figura 3.9-2 se muestra un gráfico que relaciona la capacidad, diámetro y longitud del molino utilizando la expresión propuesta por Austin para dos relaciones de reducción.

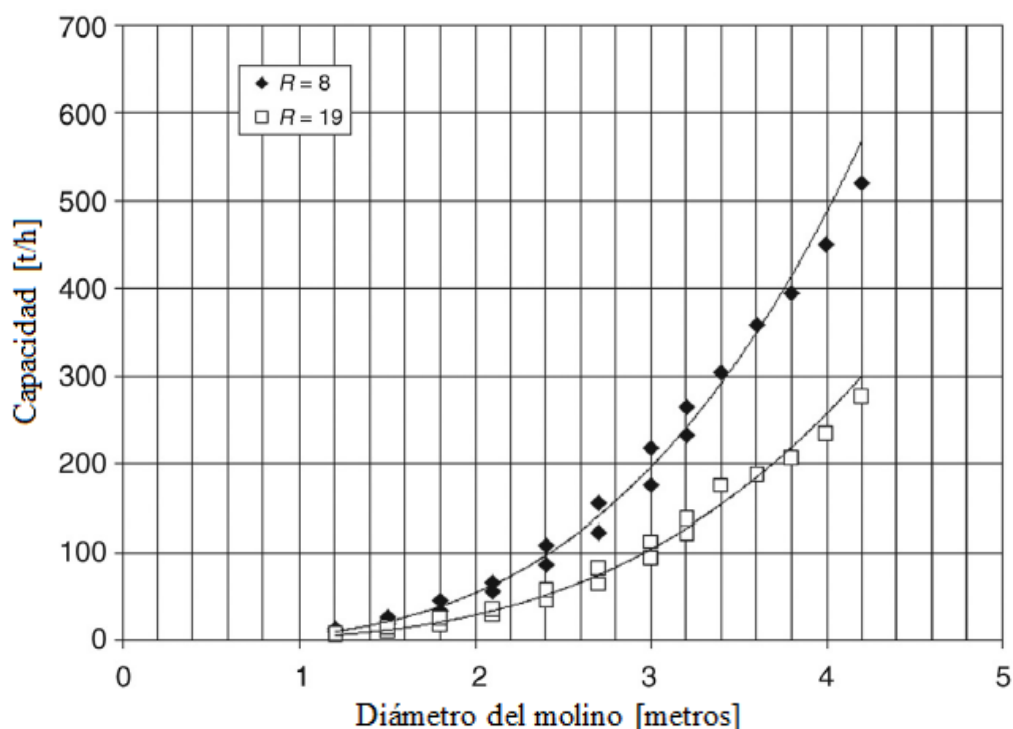


Figura 3. 9-2 Relación del diámetro del molino y la capacidad de los molinos de barras. Adaptado de Gupta y Yan (2016)

Se concluyó que el diámetro del molino tiene un efecto directo en la capacidad que un aumento en la longitud. Como se muestra en la Figura 3.9-3 realizada con las observaciones de Kurimoto y Marcy Corporation con molinos de diferentes longitudes desde 1.2 metros hasta 4.1 metros se observa como varía su capacidad.

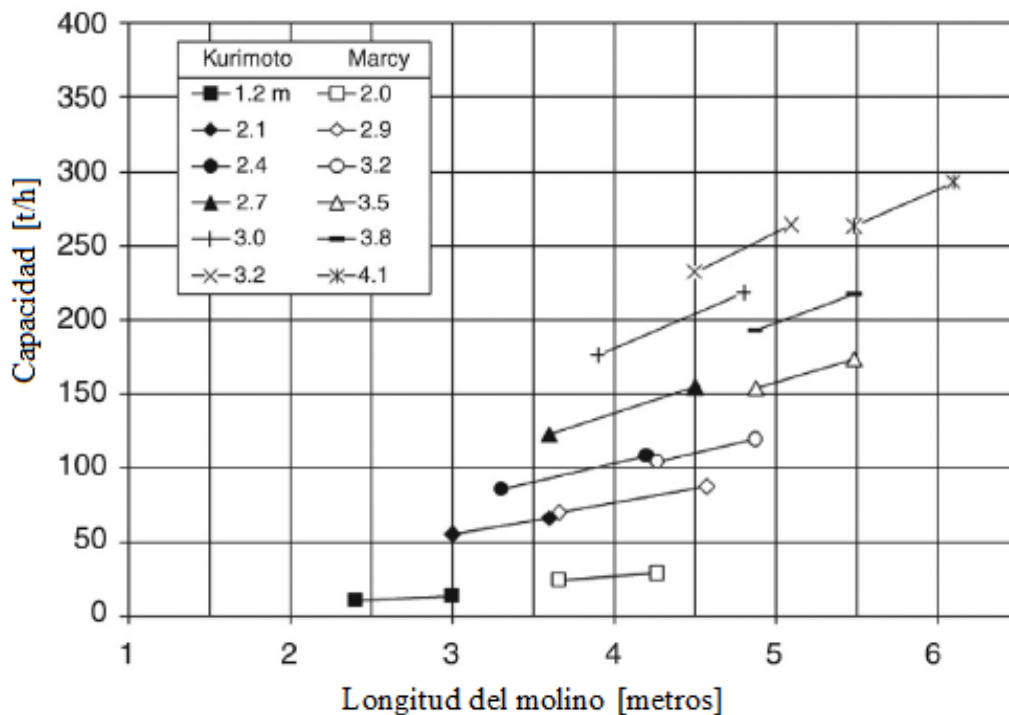


Figura 3.9-3 Relación de la longitud del molino y la capacidad de los molinos de barras. Adaptado de Gupta y Yan (2016)

Gupta y Yan (2016) mencionan que las capacidades de molinos con diámetros mayores a 4 metros son sensibles a los cambios de las relaciones de trituración. En la Figura 3.9-4 se muestra que las capacidades de los molinos de barras varían inversamente a la relación de trituración.

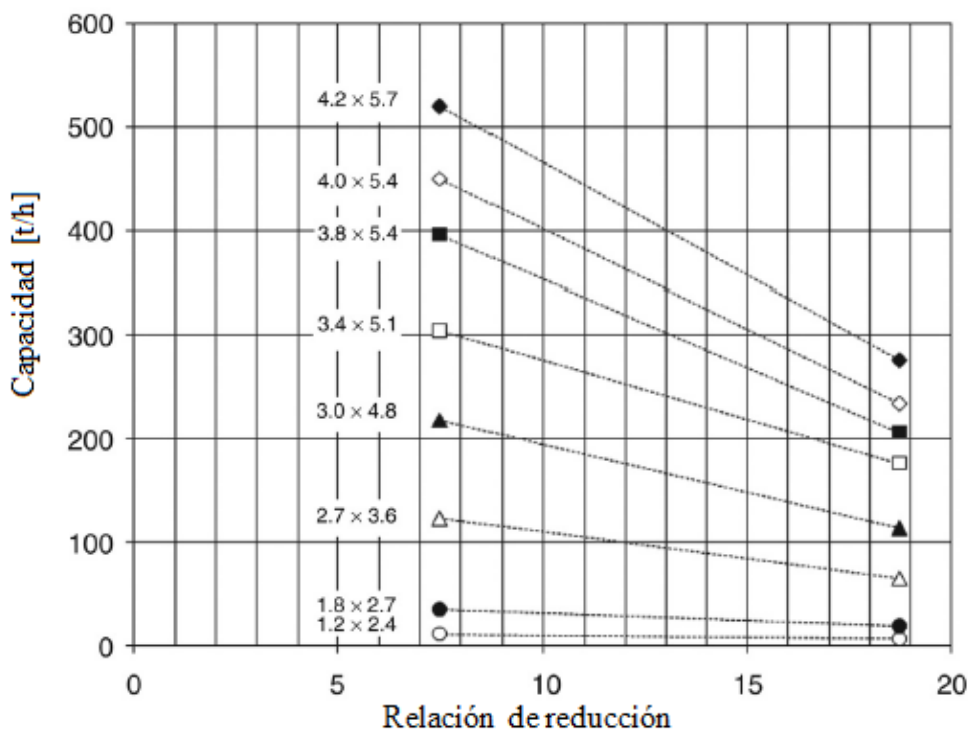


Figura 3.9-4 Relación entre la relación de reducción y la capacidad de los molinos de barras. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Gupta y Yan (2016) mencionan que las capacidades de los molinos de barras están limitadas por problemas operativos como:

1. Limitaciones en la selección de las barras, pocos son los fabricantes que garantizan la calidad de sus barras.
2. Cuando no se tiene un control adecuado en el desgaste de las barras son susceptibles a enredos.
3. La acumulación de la carga en la alimentación provoca una distribución irregular de los esfuerzos sobre las barras.
4. El diseño de los revestimientos debe ser el correcto para los molinos de barras, por ninguna manera se debe de utilizar el diseño de un molino de bolas.

Marcy Corporation (1966) uno de los primeros fabricantes de molinos de barras muestra en su catálogo algunos de los tamaños más comunes de molinos con una descarga periférica otorgando las características de su operación (Tabla 3.9-5) y capacidades de los molinos (Tabla 3.9-6) bajo una operación en circuito cerrado húmedo.

**Tabla 3. 9-5**  
Características de los molinos de barras Marcy Corporation.

<b>Características de los molinos de barras de Mercy Corpotation</b>				
<b>Tamaño del molino (ft)</b>	<b>Peso aproximado (lb)</b>	<b>Potencia (HP)</b>	<b>Volumen del molino (pies cúbicos)</b>	<b>Carga de barras, 45% (toneladas cortas)</b>
2 x 4	6600	6	13.1	1.2
2 x 6	7900	8	19.6	1.7
3 x 6	19500	23	50.1	4.4
3 x 8	23500	33	66.8	5.9
4 x 8	34000	53	106	9.3
4 x 10	40600	66	132	11.6
5 x 10	60000	115	200	17.5
5 x 12	63000	138	240	21
6 x 12	90500	189	339	29.7
6 x 14	97000	220	396	34.8
7 x 12	110000	364	467	41
7 x 15	135000	330	584	51.2
8 x 12	122000	340	603	52.9
8 x 15	152000	430	754	66.2
9 x 12	147500	433	763	67
9 x 15	202000	540	954	83.7
10 x 14	260000	620	1100	99.7
10 x 16	297000	710	1257	114
11 x 14	310000	760	1330	116
11 x 16	347000	865	1521	133.5
12 x 14	380000	905	1583	138.9
12 x 16	434000	1030	1810	158.8

Adaptado de Marcy Corporation (1966).

**Tabla 3. 9-6**  
Capacidades de los molinos de barras Mercy Corporation.

CAPACIDADES DE LOS MOLINOS DE BARRAS CON UN TAMAÑO DE ALIMENTACIÓN DE 1 PULGADA							
Tamaño del molino (ft)	Tamaño del producto	8 mallas	20 mallas	35 mallas	48 mallas	65 mallas	Velocidad de rotación (pies por minuto)
2 x 4		24	18	15	12	9	244
2 x 6		36	27	22	18	14	244
3 x 6		135	100	80	67	50	359
3 x 8		180	135	107	89	67	359
4 x 8		310	235	185	155	116	387
4 x 10		385	290	230	190	145	387
5 x 10		690	520	415	345	258	420
5 x 12		835	625	500	415	310	420
6 x 12		1180	885	710	585	440	434
6 x 14		1375	1025	820	680	510	434
7 x 12		1725	1295	1035	860	645	442
7 x 15		2160	1615	1295	1070	805	442
8 x 12		2280	1710	1370	1145	855	440
8 x 15		2840	2130	1710	1420	1070	440
9 x 12		3090	2315	1855	1540	1150	439
9 x 15		3860	2880	2310	1920	1435	439
10 x 14		4570	3425	2740	2270	1700	440
10 x 16		5225	3920	3130	2600	1950	440
11 x 14		5770	4330	3465	2870	2150	439
11 x 16		6600	4950	3960	3280	2455	439
12 x 14	7150	5360	4275	3550	2660	441	
12 x 16	8150	6125	4875	4050	3040	441	
<b>Capacidades en toneladas cortas por hora</b>							

Adaptado de Marcy Corporation (1966).

En las Tabla 3.9-6 se puede observar la relación que tiene el diámetro y relación de trituración en su capacidad. Para la molienda en seco las velocidades, potencia y capacidades presentada por Mercy Corporation puede diferir entre un 30 % a 50 % en la operación.

### Potencia.

Al igual que los molinos de bolas la potencia del molino de barras se describe como la energía para moler un material de un tamaño alimentación a un producto deseado, el cual se puede estimar mediante la siguiente ecuación para una molienda en húmedo en circuito cerrado:

$$W = 1.34 \left( \frac{10W_i}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10W_i}{\sqrt{F_{80}}} \right) \quad (3.9.10)$$

Donde:

$W$ : Consumo de energía expresado en HP.h/tonelada corta.

$W_i$ : Índice de trabajo en kW.h/ tonelada corta.

Cuando se utiliza la expresión anterior, se debe tener en cuenta que el consumo de energía por tonelada corta, solo es correcta para la molienda en húmedo de un circuito cerrado. Si se cambia el método de molienda, el consumo de energía cambia de la siguiente manera:

1. Molienda en húmedo, circuito cerrado =  $W$
2. Molienda en húmedo, circuito abierto =  $1.25 W$
3. Molienda en seco, circuito cerrado =  $1.30 W$
4. Molienda en seco, circuito abierto =  $1.30 W$  a  $2 W$

Es importante considerar que el índice de trabajo tendrá variaciones en el depósito mineral y que índice de trabajo se debe obtener a partir de los resultados del laboratorio, donde la distribución de la alimentación y el tamaño del producto son cercanos a los valores esperados en la planta.

Los resultados de las pruebas de molinos de barra y molinos de bolas solo se pueden aplicar a su respectivo método de molienda. Si el tamaño del producto es menor a  $70 \mu m$  el consumo de energía está afectado por un factor de corrección:

$$\left( \frac{P_{80} + 10.3}{1.145} \right) \quad (3.9.11)$$

La potencia en los molinos de barras se incrementa al aumentar la carga de las barras y la velocidad del molino, mientras que la potencia y capacidad del molino aumentan con la longitud del molino.

Para el cálculo de la potencia se puede utilizar el gráfico de la Figura 3.9-5 propuesto por Nordberg Process Machinery (1971) una vez que se conoce el índice de trabajo. Este gráfico es aplicable en molinos de bolas en una molienda húmeda en circuito cerrado y molinos de barras en molienda humedad en circuito cerrado o abierto.

El proceso para encontrar la potencia es el siguiente:

1. Se debe de conocer el índice de trabajo del material, velocidad de alimentación del molino, tamaño de alimentación y del producto.
2. Ubicar la recta referente al índice de trabajo.
3. Leer la potencia que se obtiene de intersectar el tamaño al que pasa el producto de alimentación con la línea del índice de trabajo.
4. Leer la potencia que se obtiene de intersectar el tamaño al que pasa de producto con la línea del índice de trabajo.
5. Con la potencia obtenida con el  $P_{80}$  se debe restar la potencia obtenida con el  $F_{80}$ .
6. Esta diferencia entre la potencia del  $P_{80}$  y  $F_{80}$  se debe de multiplicar por la velocidad de alimentación obteniendo así los HP.h/tonelada corta.

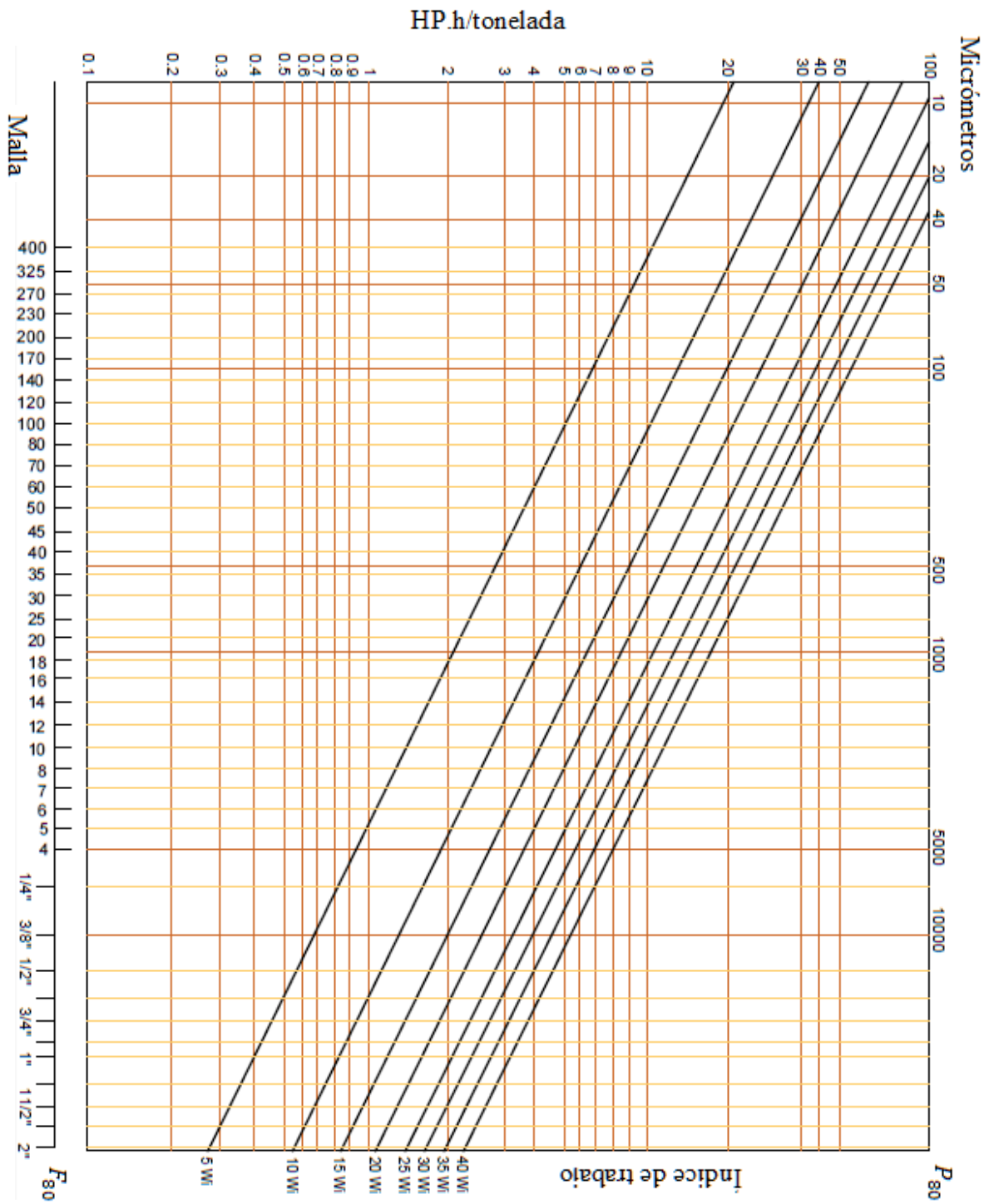


Figura 3.9-5 Gráfico de potencia de molinos de barras. Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).



### Ejemplo 3.9.1

Un molino de barras de un tamaño de 3 x 6 se lleva a cabo una molienda húmeda en circuito cerrado donde se alimentan 100 toneladas cortas por hora, un material que tiene un índice de trabajo de 15. El 80 % de la alimentación pasa a través de un 1 de pulgada y el 80 % del producto deseado pasa por un tamiz de 20 mallas. Determinar la potencia requerida para la operación.

#### Solución.

1. En la Figura 3.9-5 se lee el valor del trabajo realizado al pasar el 80 % de la alimentación a 1 pulgada en la recta de  $W_i = 15$  de donde se obtiene 1.3 HP.h/tonelada corta.
2. Posteriormente se lee el valor del trabajo realizado al pasar el 80 % del producto a 20 mallas en la recta de  $W_i = 15$  de donde se obtiene 39 HP.h/tonelada corta.
3. Restando el trabajo realizado en la alimentación del trabajo total requerido para producir el producto, por lo tanto:

$$39 - 1.3 = 37.7 \text{ HP.h/tonelada corta}$$

4. Multiplicando la velocidad de alimentación por el trabajo realizado por tonelada corta

$$37.7 \times 100 = 3,770 \text{ HP}$$

De acuerdo a Gupta y Yan (2016) la potencia del molino incrementa al aumentar la carga de las barras y velocidad del molino, por otro lado, la potencia y capacidad son proporcionales a la longitud del molino.

Basado en estas observaciones Rowland y Kjos (1978) desarrollaron una expresión para estimar la energía del eje de transmisión del piñón por unidad de masa de la carga de barras, por lo tanto, la potencia está dada por:

$$\frac{P_M}{M_R} = 1.752D^{0.33}(6.3 - 5.4J_R)c_S \quad (3.9.12)$$

Donde:

$P_M$ : Potencia del eje por masa de la carga de barras, kW

$M_R$ : Masa de la carga de bolas en toneladas.

$D$ : Diámetro interno del molino (metros).

$J_R$ : Porción del molino ocupado por las barras en fracción

$c_S$ : Porcentaje de la velocidad crítica que ocupa el molino en fracción.

La expresión de Rowland y Kjos (1978) indican que la potencia del molino con la velocidad del molino tiene un comportamiento casi lineal antes de alcanzar la velocidad crítica. Cuando se alcanza la velocidad crítica la demanda de energía disminuye.

De acuerdo a esto la potencia requerida en los molinos de barras es una función de la velocidad crítica. La velocidad óptima de los molinos de barras de acuerdo a Marcy Corporation (1966) la velocidad de la carcasa está dada por la relación:

$$\text{Velocidad periférica} = 108.8D^{0.3} \text{ [metros por minuto]} \quad (3.9.13)$$

Donde el diámetro del molino en metros. Esta expresión es aplicable para molinos con un diámetro entre 1.52 a 4.1 metros. Para obtener la velocidad periférica a partir de las revoluciones por minutos del molino se logra con la relación:

$$P.S = \pi(D)(rpm) \quad (3.9.14)$$

Marcy Corporation (1966) propone el siguiente gráfico (Figura 3.9-6) para estimar la velocidad periférica de un molino de barras para diferentes diámetros internos considerando un 76 % de la velocidad crítica. Construido basándose en las expresiones anteriores y la estimación de la velocidad crítica de la expresión:

$$Velocidad\ crítica = \frac{42.3}{\sqrt{D - d}} \quad [rpm] \quad (3.9.15)$$

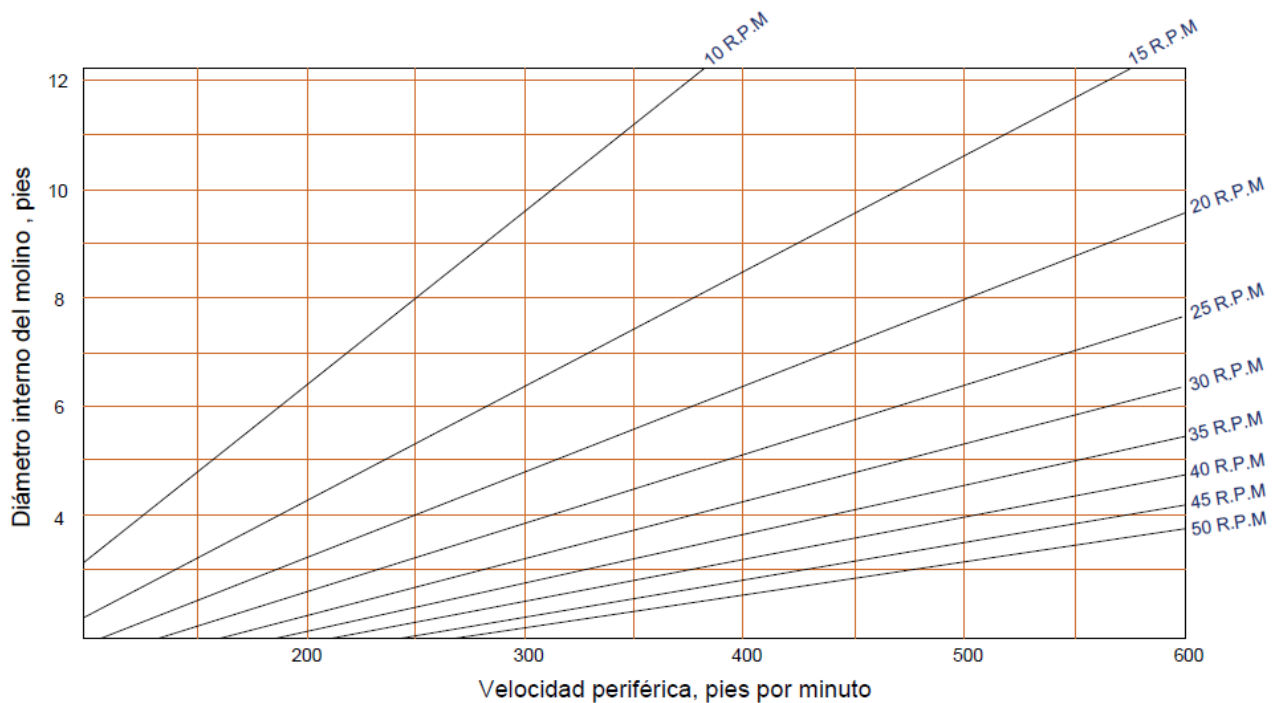


Figura 3. 9-6 Cálculo de la velocidad de un molino de barras. Adaptado de Marcy Corporation (1966).

Subba (2016) indica que los molinos de barras deben de operar entre el 50 % a 65 % para trabajar únicamente con el efecto cascada. De acuerdo a la empresa Sala Internacional (1973) el consumo de energía por tonelada (kW.h/t) se obtiene con la expresión:

$$P_M = (C)(\zeta)(q)(n_c)(L)(D^{2.5}) \quad [\text{kW.h/ t}] \quad (3.9.16)$$

Donde:

$\zeta$ : Gravedad específica de los medios de molienda,  $t/m^3$ .

$q$ : Volumen de la carga en fracción del volumen del molino (en promedio 40 % =0.4)

$n_c$ : Velocidad del molino representa en fracción de la velocidad crítica.

$L$  y  $D$ : Longitud y diámetro interno del molino, metros.

$C$ : Constante la cual de 3.5 para los molinos de barras, 4.0 para los molinos de bolas con descarga por desbordamiento y 4.5 para molinos de bolas con descarga de parrilla.

### Tamaño del motor.

El tamaño del motor se relaciona con las dimensiones del molino que está en función de cuatro factores:

1. Características de la alimentación.
2. Tamaño de alimentación.
3. Capacidad requerida para el circuito de molienda.
4. Tamaño del producto deseado.

Una vez que se conoce la potencia que requiere el molino se puede obtener el tamaño del motor. Marcy Corporation (1966) propone la siguiente expresión para calcular la potencia consumida por tonelada de mineral molido:

$$HP = \frac{\text{kW.h/t} \times \text{toneladas tratadas por 24hrs}}{17.9} \quad (3.9.17)$$

De acuerdo a Nordberg Process Machinery (1971) el tamaño de motor se puede encontrar a partir de la expresión:

$$P_M = \frac{WC \sin(\alpha)(2\pi N)}{33,000} \quad [HP] \quad (3.9.18)$$

Donde:

$W$ : Peso de la carga, toneladas cortas.

$C$ : Distancia del centro de gravedad de la carga al centro del molino en pies.

$\alpha$ : Ángulo de reposos de la carga

$N$ : Velocidad de rotación del molino en rpm.

Posteriormente Nordberg estableció una expresión para conocer el tamaño del motor en función de los caballos de fuerza necesarios para el accionamiento del molino:

$$P_M = (A)(B)(C)(L) \text{ [HP]} \quad (3.9.19)$$

Donde:

*A*: Factor en función del diámetro del molino.

*B*: Factor en función del % de la carga y el tipo de molino.

*C*: Factor que está en función de velocidad del molino.

*L*: Longitud del molino en pies.

Los valores de los factores A, B y C propuestas por Nordberg se muestran en las siguientes Tablas 3.9-7, 3.9-8 y 3.9-9.

**Tabla 3. 9-7**

Valor del Factor A propuesto por Nordberg.

Diámetro			
Diámetro interno	Factor A	Diámetro interno	Factor A
8'0"	32.0	14'6"	141.5
8'6"	37.3	15'0"	154.5
9'0"	43.1	15'6"	167.2
9'6"	49.6	16'0"	181.5
10'0"	56.1	16'6"	196.0
10'6"	63.5	17'0"	211.2
11'0"	71.1	17'6"	226.7
11'6"	79.1	18'0"	243.6
12'0"	88.4	18'6"	260.5
12'6"	97.5	19'0"	278.9
13'0"	108.0	19'6"	297.8
13'6"	118.5	20'0"	317.1
14'0"	130.0		

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

**Tabla 3. 9-8**

Valor del Factor B propuesto por Nordberg.

<b>Carga y tipo de molino</b>						
% de carga	<b>Factor B</b>					
	<b>Molino de Bolas</b>			<b>Molino de barras</b>		
	Medio Seco, parrilla	Medio Húmedo, parrilla	Medio Húmedo, desbordamiento	Medio Seco, periférica final	Medio Húmedo, periférica final	Medio Húmedo, desbordamiento
20	4.30	3.87	3.44	4.73	4.25	3.78
22	4.57	4.12	3.66	5.04	4.54	4.03
24	4.80	4.32	3.84	5.27	4.75	4.22
26	5.07	4.57	4.06	5.58	5.02	4.47
28	5.31	4.77	4.24	5.82	5.24	4.66
30	5.53	4.97	4.42	6.08	5.47	4.86
32	5.71	5.14	4.57	6.28	5.65	5.02
34	5.90	5.32	4.72	6.48	5.83	5.19
36	6.05	5.45	4.84	6.67	6.00	5.33
38	6.16	5.55	4.93	6.78	6.10	5.42
40	6.27	5.65	5.02	6.90	6.21	5.52
42	6.34	5.70	5.08	-	-	-
44	6.41	5.77	5.13	-	-	-
46	6.46	5.82	5.17	-	-	-
48	6.49	5.84	5.19	-	-	-
50	6.50	5.85	5.20	-	-	-

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

**Tabla 3. 9-9**

Valor del Factor C propuesto por Nordberg.

<b>Velocidad</b>			
% Velocidad crítica	<b>Factor C</b>	% Velocidad crítica	<b>Factor C</b>
60	0.1340	74	0.1798
61	0.1370	75	0.1838
62	0.1400	76	0.1878
63	0.1430	77	0.1918
64	0.1460	78	0.1958
65	0.1490	79	0.1999
66	0.1521	80	0.2040
67	0.1552	81	0.2081
68	0.1583	82	0.2124
69	0.1625	83	0.2166
70	0.1657	84	0.2208
71	0.1690	85	0.2251
72	0.1724	86	0.2294
73	0.1760	87	0.2337

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

### Ejemplo 2.16.3

Un molino de bolas de desbordamiento con un tamaño de 3.5 x 3.5 metros se recubrió con lanas de onda simple con un espesor de 75 mm. El 40 % del volumen del molino ocupa el volumen de carga y la velocidad de la rotación del molino es de 17.6 rpm. El tamaño de los medios de molienda es de 70 mm.

Calcular:

- La velocidad crítica.
- El consumo de energía óptimo para operar el molino.

### Solución

Paso 1.

Determinar el diámetro interno del molino.  $D = 3.5 - 2(0.075) = 3.35$  metros

Entonces la velocidad crítica está dada por:

$$V_c = \frac{42.3}{[3.35 - 0.07]^{0.5}} = 23.4 \text{ rpm}$$

El porcentaje que se ocupa de la velocidad crítica para la molienda está dado por:

$$\frac{17.6}{23.4} \times 100 = 75 \%$$

### Método de Rose & Sullivan.

En este método es aplicable solo en molienda seca, para este caso se ocupa una densidad del material de  $2800 \text{ kg/m}^3$  y una densidad de bola de  $7800 \text{ kg/m}^3$  y asumiendo un valor de  $U = 1$ .

$$f(J_B) = 3.045(0.4) + 4.55(0.4)^2 - 20.4(0.4)^3 + 12.9(0.4)^4 = 0.97064$$

Por lo tanto:

$$P_M: 1.12 \times 10^{-3} (3.35^{2.5} \times 3.5 \times 7800) \left(1 + \frac{0.4 \times 2800 \times 1}{7800}\right) 0.75 \times 0.97064 = 523 \text{ kW}$$

### Método de Bond

Empleando una porosidad de la carga de 40% por lo tanto:

$$\frac{P_M}{M_B} = 15.6 \times 3.35^{0.3} \times 0.75 (1 - (0.937 \times 0.4)) \left(1 - \frac{0.1}{2^{(9 - (10 \times 0.75))}}\right) = 10.14 \text{ Kw/t}$$

Como el diámetro del Molino es mayor que 2,400 mm, pero el tamaño de bolas es mayor de 45.7 mm, no se aplica ningún factor de corrección.

La masa de las bolas es:

$$M_B = \frac{\pi(3.35)^2}{4} (0.4 \times 3.5 \times 7800 \times (1 - 0.4)) = 57.75 \text{ toneladas}$$

Entonces la potencia es  $10.14 \times 57.5 = 585 \text{ kW}$

### Método de Nordberg.

De acuerdo a los gráficos propuestos por Nordberg Process Machinery.

A= 71.1, B = 5.02 y C = 0.184

Utilizando la expresión propuesta por Nordberg.

$$P_M = 2.448 \times 71.1 \times 5.02 \times 0.184 \times 3.5 = 563 \text{ kW}$$

### Ejemplo 2.16.4

Un molino de bolas llevara a cabo una operación en un medio seco, el tamaño del molino es de 2.1 x 2.1 metros y se carga con bolas de un diámetro de 30 mm las cuales tienen una densidad de 7.8 t/ m<sup>3</sup>. La carga ocupa el 45% del volumen del molino y tiene un porosidad de 35%. El molino operara al 70% de su velocidad crítica teniendo una capacidad de 35 t/h. La densidad de la roca es de 2,500 kg/ m<sup>3</sup>.

Determinar:

- Determinar la masa de los medios de molienda
- La potencia total del molino requerida para la operación del molino
- La potencia requerida para el mismo trabajo, pero si la molienda se llevara en medio húmedo.

### Solución.

a) La masa de las bolas está por:

$$M_B = \left( \frac{\pi \times 2.1^2}{4} \right) (0.45 \times 2.1 \times 7.8 \times (1 - 0.35)) = 16.6 \text{ toneladas}$$

b) La potencia del molino está dada por la expresión de Austin y Luckie (1972) para un molino de 2.4 metros:

$$P_M: \frac{13.0 \times 2.1^{0.5} (0.70 - 0.1) (1 - 0.937 \times 0.45)}{\left( 1 + (5.95(0.45^5)) \right) [1 + e^{(15.7 (0.70-0.94))}] } \times 16.6 = 95.6 \text{ kW}$$

Otra alternativa es el uso de la expresión de Rose & Sullivan considerando U = 1.

$$f(J_B) = 3.045(0.45) + 4.55 (0.45)^2 - 20.4 (0.45)^3 + 12.9 (0.45)^4 = 0.962$$

$$P_M = 1.12 \times 10^{-3} (2.1^{2.5} \times 2.1 \times 7800) \left( 1 + \frac{0.4 \times 2500 \times 1}{7800} \right) 0.70 \times 0.962 = 89.1 \text{ kW}$$

c) Utilizando el factor de corrección 1.07 de Austin y Luckie (1972) se modifica la potencia de un medio seco una molienda húmeda:

$$P_M: 95.6 \times 1.07 = 102.3 \text{ kW}$$

Otra alternativa es utilizando la expresión de Rowland & Kjos:

$$P_M: 4.879(2.1)^{0.3}(3.2 - 3(0.45))0.7 \left[ 1 - \frac{0.1}{2^{(9-10(0.7))}} \right] 16.6 = 127.8 \text{ Kw}$$

En este caso no se debe de aplicar un factor de corrección puesto que el diámetro de bola es menor que 45.7 mm, el diámetro del molino es menor que 2.4 metros. Rowland y Kjos (1978) sugieren que la potencia de una molienda húmeda varía de un 5 % al 10 % de una molienda en seco. Tomando un valor de 6 % la potencia para la molienda húmeda es 135 kW.



### 3.9.1 SELECCIÓN DE MOLINOS DE BOLAS, BARRAS Y GUIJARROS

Chester y Rowland (1982) indican que una vez que se establecen los requisitos de molienda se debe de iniciar pruebas para la selección del circuito de molienda y el tamaño del molino según la operación deseada, se pueden realizar las siguientes pruebas:

- Competencia de los medios o guijarros.
- Planta piloto aplicando de molienda primaria.
- Plata piloto de la molienda secundaria.
- Índice de trabajo de Bond, índice de abrasión y resistencia al impacto del material,
- Eficiencia de la molienda empleando una etapa de pre-molienda.
- Índice de trabajo empleando un molino de barras.
- Índice de trabajo empleando un molino de bolas.
- Planta piloto del circuito de trituración y molienda.

Estas pruebas ayudaran para la selección del molino. Los medios de molienda deben de seleccionar en función de las características de la alimentación. Es importante determinar la calidad de los medios con un programa de pruebas de molienda para determinar su vida útil y garantizar el tamaño del producto deseado.

Las muestras para las pruebas de molienda deben prepararse a un tamaño aproximado de la alimentación para obtener resultados válidos. Las muestras se pueden tomar de los testigos recuperados en de los programas de exploración. Estas pruebas permiten anticipar las variaciones en del mineral en el depósito, las cuales afectaran en la capacidad del molino y en la selección del molino es por eso que las muestras deben ser representativas.

Las pruebas que se realizan antes de llegar al diseño del circuito de trituración y molienda pueden variar e incluso se puede considerar una molienda fina en pruebas piloto. Esto dependerá del tamaño del depósito, capacidad del proceso de concentración, vida útil de la operación, complejidad del depósito mineral y procesos aguas debajo del proceso de trituración y molienda (Chester y Rowland, 1982, p.421).

En caso de considerar una molienda secundaria en un molino de bolas o guijarros, se debe de realizar una prueba de la competencia del mineral para determinar si es eficiente llevar a cabo la molienda en estos equipos.

Chester y Rowland (1982) mencionan que los datos que se recolecten de las pruebas deben de tener un grado de veracidad alto porque esta información se utiliza para seleccionar los molinos y el circuito de molienda; entre los datos a considerar para este objetivo son:

- Tamaño del molino.
- Volumen cargado de mineral y medios de molienda.
- Tipo de circuito y el diagrama de dicho circuito.
- Planteamiento de la adición de reactivos en el circuito de molienda.
- Tamaño y tipo de clasificadores. Independiente del tipo de clasificador es necesario tener información sobre su tamaño, capacidad nominal, consumo de energía y en caso de emplear hidrociclones velocidades de las bombas de alimentación.
- Porcentaje de humedad (molienda húmeda).
- Velocidad de alimentación (molienda seca).

- Análisis de la granulometría y densidad de la pulpa de la alimentación, descarga del molino, alimentación y rechazo de los clasificadores.
- Consumo de energía de cada molino.
- Eficiencia del accionamiento de cada molino.
- Tamaño y tipo de medios de molienda utilizados.
- Velocidad en rpm para cada molino.
- Diseño y condiciones de los revestimientos.
- Vida útil de los medios de molienda.
- Desgaste de los revestimientos.
- Determinación de la carga circulante.

Es importante que durante cada prueba de molienda se obtengan muestras de la alimentación y el producto con el objetivo de obtener los índices de trabajo en la planta piloto para escalar el consumo de energía y considerarlo durante el diseño del circuito. Estos índices de trabajo se pueden obtener mediante la ecuación Bond, obteniendo la potencia neta por tonelada.

La selección entre un molino de barras, molino de bolas y molino de guijarros dependerá de las características de la alimentación, tamaño de alimentación, tamaño del producto deseado y consumo de acero. El segundo criterio depende del circuito que se requiere instalar para lograr el producto deseado en la molienda, estos circuitos pueden ser

- Molino de barras primario – molino de bolas secundario.
- Molino de bolas de una sola etapa.
- Molino de barras primario – molino de guijarros.
- Molino de bolas primario – molino SAG /AG secundario.

Turner (1982) indica que el molino primario debe cumplir con una producción alta o un producto con el tamaño esperado del circuito de molienda. En la mayoría de los casos esto no se cumple y se tiene una recirculación del mineral que no cumple con las necesidades del proceso de concentración. Entonces se recurre a la instalación de un molino secundario el que toman el producto del molino primario para llegar al tamaño deseado para el proceso de concentración.

A menudo se dice que la alimentación del molino secundario es más difícil de moler debido a que el molino primario elimina aquellas zonas de debilidad, por lo tanto, el molino secundario requiere de un mayor trabajo empleando una mayor carga de medios de molienda.

Actualmente el avance en el diseño de los molinos, revestimientos y en los medios de molienda permiten que se obtenga un alto grado de liberación en la molienda autógena o semiautógena.

Chester y Rowland (1982) establecen los siguientes parámetros para la aplicación de los molinos de barras y bolas:

**Molino de barras.** Los molinos de barras suelen utilizarse cuando el tamaño de alimentación es grueso hasta de 20 mm y tan fino como 4 mm. Estos equipos se utilizan por lo general en aplicaciones de molienda húmeda como una molienda primaria alimentando a molinos de bolas, empleando una descarga de desbordamiento para obtener una mayor relación de reducción.

Cuando se desea un producto grueso del molino de barras se opta por una descarga periférica central. Por lo general no se recomienda llevar a cabo una molienda en seco en estos equipos, debido a que el material fluye de manera deficiente provocando un desgaste prematuro de las barras.

Los molinos de barras con una molienda en seco se utilizan para aplicaciones especiales como la molienda de coque y en la industria del cemento. Para este tipo de operaciones el diseño de los molinos de barras es de descarga final en la periferia.

**Molinos de bolas:** Los molinos de bolas se utilizan para moler materiales abrasivos para obtener productos con un tamaño menor a 0.5 mm hasta  $75 \mu m$ . Cuando se utiliza en operaciones como una molienda seca es necesario materiales poco abrasivos. La alimentación para molinos de bolas en un medio seco se requiere menos del 1% de humedad en peso para evitar mantener una molienda eficiente.

**Molinos de guijarros:** Son utilizados para la industria del vidrio, cerámica, productos de limpieza y productos químicos, donde un principal requisito es llevar a cabo una molienda en seco, donde es fundamental no tener ninguna contaminación con hierro por el desgaste de los revestimientos y los medios. Los molinos de guijarros pueden utilizarse en circuitos abiertos o cerrados, normalmente entregan un producto en seco. La molienda en se aplica para productos con un tamaño fino hasta de  $10 \mu m$  dependiendo de las características del proceso de molienda.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Una planta de beneficio instaló un molino de bolas de dos metros de diámetro. Si se desea usar bolas de 10 cm como medio de molienda y operar a un 70 % de la velocidad crítica. ¿Cuál sería la velocidad de operación del molino de bolas?

**Solución:  $\omega = 21.48 \text{ rpm}$**

2. ¿Qué velocidad de rotación (rpm) recomendaría para un molino de bolas de 1,200 mm de diámetro con bolas de 75 mm de acero al cromo?

**Solución:  $\omega = 24 \text{ a } 32 \text{ rpm}$**

3. Un molino de bolas que tiene una relación de 2:1 donde la longitud de la carcasa es de 4,000 mm. De acuerdo a la expresión empírica de Bond se utilizarán bolas de acero con un diámetro de 100 mm para moler un sulfuro con valores de plata a una velocidad de 15 rpm. ¿A qué velocidad tendrá que rotar el molino si las bolas de 100 mm se reemplazaran por bolas de 50 mm, manteniendo las demás condiciones?

**Solución:  $\omega = 14.79 \text{ rpm}$**

4. Una planta de trituración entrega mineral a un molino donde se llevará a cabo una molienda en medio húmeda. El producto de la planta de trituración tiene un tamaño ( $F_{80}$ ) de 4 mm y tiene una gravedad específica de  $2.8 \text{ t/m}^3$ . El índice de trabajo del mineral que se obtuvo en el laboratorio de preparación de minerales es de 12.2 kW.h/t. El molino con el que cuenta la planta es un molino de bolas de 1 x 1 m donde el mineral será molido a 200  $\mu\text{m}$ . Algunas características de la operación: Se tiene una pulpa con un 30 % de agua en peso y la velocidad a la cual rota el molino es de 60 % de la velocidad crítica.

Se pide al encargado de la planta de molienda estimar:

- Diámetro máximo de las bolas requeridas para la carga inicial del molino.
- Diámetro de las bolas de reemplazo.

**Solución: a) 3.7 in, b) 2.7 in**

5. Un molino de bolas de 2.7 x 3.6 metros se llenó hasta el 35 % del volumen del molino. La carga contiene bolas de acero con un diámetro de 100 mm. El molino rota a un 75 % de la velocidad crítica. El mineral alimentado tiene un  $F_{80}$  de 2.8 mm y el tamaño del producto que se descarga es de 75  $\mu\text{m}$ ; el mineral tiene un  $W_i$  de 13.1 kW.h/t y una gravedad específica de 2.8. Determine la capacidad del molino cuando se opera en condiciones húmedas.

**Solución: 28.09 t/h**

6. En una planta de beneficio se realiza una molienda en seco de hematita con un tamaño de alimentación de 4,000  $\mu\text{m}$  para llegar a un producto de 200  $\mu\text{m}$ . El índice de trabajo que se determinó para el mineral es 15.1 kW.h/t. Se utilizan bolas de un diámetro de 110 mm y el molino rota al 68 % de la velocidad crítica y se espera una producción de 12 tph. El factor de corrección para el índice de trabajo se calculó de 0.9 para la molienda en seco.

Calcular:

- Volumen ocupado por los medios de molienda.
- Capacidad del molino cuando la carga se incrementó un 10 % de la original.

Considere una densidad de los medios de molienda de  $7.9 \text{ t/m}^3$  y una porosidad de la carga de 40 %.

**Solución: 13.04 t/h**

7. En un molino de bolas de 1.7 x 1.7 metros se alimenta mineral a un circuito cerrado con un  $F_{80}$  de 5,000  $\mu m$ . El índice de trabajo del mineral se determinó en condiciones secas en un circuito abierto dando un valor de 13.5 kW.h/t. La carga del molino llena el 30 % del volumen del molino donde las bolas tienen una densidad de 7.9  $t/m^3$ .

Se desea obtener una relación de trituración de 20:1 con estas condiciones. El molino opera aun 80 % de la velocidad. Tomando una porosidad de la carga de 40 %.

Calcule la capacidad del molino en toneladas por año.

**Solución: 77,964 tpa**

8. El tamaño de alimentación para un molino de bolas en un medio húmedo es 9.5 mm. Se espera que la molienda otorgue un producto  $P_{80}$  de 150  $\mu m$ . La velocidad de alimentación al molino es de 300 t/h.

Diversas pruebas demostraron que el índice de trabajo es de 12 kW.h/t otorgando un producto que pasa una malla del No. 200. El diámetro interno del molino es de 5.0 m y la relación de la longitud y diámetro es de 1.5. La carga del molino ocupa el 40 % del volumen del molino. Si el molino opera al 72 % de la velocidad crítica, para una densidad de sólidos de 2,800  $kg/m^3$ , densidad de bolas de 7,700  $kg/m^3$  y asumiendo un valor de  $U = 1$  determine:

a) Potencia del molino y el índice de trabajo para el producto esperado.

b) Potencia si la molienda fuera en seco.

**Solución: a) 9.36  $\frac{kWh}{t}$  y 2,810 kW, 3,650.4 kW)**

9. Un molino de bolas con un tamaño de 5.5 x 5.5 metros está revestido con lanas de onda simple con un espesor de 65 mm que cubre toda la superficie interior. La longitud de la sección central es de 4.2 metros y los diámetros del muñón es de 1.5 metros.

El molino se carga con mineral y bolas de acero al cromo con un diámetro de 100 mm aun 40 % de su volumen donde las bolas ocupan el 0.15 %. La descarga del molino contiene un 33 % de sólidos en volumen. La velocidad a la cual rota el molino es de 12.7 rpm.

Se pide al ingeniero encargado de la operación, determinar la potencia total requerida. Considere una gravedad específica del mineral 2.7 y una densidad del medio de molienda de 7.9.

**Solución: 2,602 kW**

10. Las dimensiones efectivas de un molino de barras son de 1.8 x 1.8 metros y el diámetro más grande de las barras es de 76 mm. El molino consume por tonelada de barras 25 kW/t, suponiendo que el molino rota al 72 % de la velocidad crítica. Determinar:

a) Velocidad en la cual la carga del molino se centrifuga.

b) Altura de la carga considerando un volumen de la carga de 45 %.

**Solución: 32.21 rpm, 2.48 ft**

11. Un molino con tamaño de 3 x 3 metros se carga con barras de acero con un diámetro de 100 mm y una densidad de  $5.2 \text{ t/m}^3$ . Cuando el molino se encuentra inerte, la altura de la carga ocupa dos tercios del radio y la porosidad de la carga es de 35 %. Determinar:

- Volumen que ocupado por la carga.
- Volumen que ocupa el mineral en el molino si  $U = 1.1$
- Volumen del molino ocupado por las barras.
- Masa de las barras en el molino.

**Solución: a) 29%, b)  $0.559 \text{ m}^3$ , c)  $5.59 \text{ m}^3$ , 29.068 toneladas.**

12. Un molino de barras se carga con mineral de oro, se lleva a cabo una molienda húmeda donde la carga ocupa el 45 % de su volumen. El diámetro de las barras es de 70 mm. El molino tiene un diámetro interno de 1,980 mm y una velocidad de rotación de 21 rpm con una carga de barras de 23.8 toneladas. El volumen del mineral es 0.4 veces el volumen de las barras después de tener en cuenta la porosidad de la carga. Estimar:

- Porcentaje de la velocidad crítica a la que opera el molino.
- Potencia del molino necesaria para la operación.

**Solución: 68.63 % y 173.5 kW**

13. En una trituradora de cono secundaria se trituro mineral de oro un análisis granulométrico realizado indicó un tamaño del producto de  $2,000 \mu\text{m}$ . Para el beneficio del mineral se requiere que un tamaño de liberación de  $45 \mu\text{m}$ . Para esta tarea se instaló un molino de barras con un tamaño de 2.85 x 4.27 metros para realizar una molienda húmeda utilizando barras de 4.11 de longitud. La masa total de la carga del medio de molienda fue de 63.8 toneladas y el índice de trabajo determinado en laboratorio fue de 13.2 kW.h/t. El molino durante su operación consumió 6.41 kW/tonelada de barras.

Calcular

- Potencia requerida para la operación  $U = 1.2$
- Capacidad de molino (t/h).

Considerando una densidad aparente de la carga  $5.6 \text{ t/m}^3$  y un diámetro interno de 2.65 metros.

**Solución: 327.08 kW, 327.08 t/h**

14. Se alimenta desde una trituradora secundaria mineral de cobre aun molino de barras a una velocidad de 250 t/h. El tamaño del producto de la trituradora secundaria es de  $12,000 \mu\text{m}$ . El molino de barras, opera en circuito abierto en una molienda húmeda donde se produce un tamaño del producto de  $600 \mu\text{m}$ .

Posteriormente el producto se bombea a un molino de bolas que opera en circuito cerrado. El tamaño del producto del molino de bolas es de  $75 \mu\text{m}$ . Ambos molinos operan con una carga del 40 % y el 70 % de la velocidad crítica. Estime el consumo de energía expresado en HP.h/tonelada corta.

Considere un índice de trabajo para el molino de barras de 13 kW.h/t y para el molino de bolas de 11.5 kW.h/t.

**Solución: 18.4 HP/ tonelada corta.**

15. Una mena de plomo y zinc se procesa en un molino de bolas. El mineral tiene un índice de trabajo de 14.8 con un  $F_{80}$  de 12,400 micras y un  $P_{80}$  de 100 micras. Si el índice de abrasión es de 0.4 determine el desgaste de las bolas y el consumo por tonelada molida si se procesan 2,000 toneladas por turno.

**Solución: 0.12730  $\left[\frac{\text{kg}}{\text{kW.h}}\right]$  y 3,420 kg**

16. Un molino de bolas de 7.3 metros de diámetro por 11.3 metros de longitud efectiva con un diseño de lanas con un espesor de 25 cm se requiere cargar con un tamaño máximo de bolas de 3 pulgadas. Determine el volumen de la carga del molino, volumen ocupado por bolas, volumen ocupado por pulpa, carga de bolas en equilibrio y el número de bolas cargadas para cada tamaño considerando bolas de acero de 7.6 g/cc y una porosidad de la carga de bolas de 0.35.

**Justifique su respuesta.**

## REFERENCIAS

- Austin G. (1984). Concepts in Process Design of Mills. (pp. 628-634). Mining Engineering. Society for Mining, Metallurgy & Exploration.
- Austin G. y Luckie T. (1972). Grinding Equations and the Bond Work Index. (pp. 252-266). The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers (252).
- Azzaroni E. (1981). Grinding media size and multiple recharge practice. Second Asian Symposium on Grinding Media.
- Bond F. (1958). Grinding ball size selection. Mining Engineering (AIME).
- Bond F. (1961). Crushing and Grinding Calculations. British Chemical Engineering 6 (8).
- Bond F. (1963). Metal wear in crushing and grinding. Allis-Chalmers Manufacturing Company, American Institute of Chemical Engineers.
- Chester A. y Rowland Jr. (1982). Selection of rod mills, ball mills, pebble mills and regrind mills. En Mular Andrew & Jergensen GERAL V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (pp. 393 - 427). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).
- Coghill H. y De Vaney F. (1938). Use of the coercimeter in grinding test. American Institute of Mining and Metallurgical Engineers. AIME. Mining Technology. Vol. II. ww
- Crow L. (1957). Grinding Ball Rationing. Mining Engineering Vol. IX. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (AIME).
- Davis W. (1919). Fine Crushing in Ball-Mills. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (AIME).
- Dunn J. (1989). Design of grinding balls. Society of Mining Engineers (AIME) 89-21.
- Giblett A. y Putland B. (2019). Grinding Circuit Design. En Dunne R. C., Kawatra K. S. & Young C. A. Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 465 -477). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Gupta A. y Yan D. (2016). Mineral Processing Design and Operations (pp. 189-240) 2a ed. Elsevier B.V.
- Marcy Corporation. (1966). Catalog 101-B Ball and Rod Mill.
- Morrell S. (1992). The simulation of autogenous and semi-autogenous milling circuits. Comminution: theory and practice. Editado por Kawatra S.K. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME), 369 - 380.
- Napier- Munn J., Morrell S., Morrison D. y Kojovic T. (1999). Mineral Comminution Circuits (pp. 224-226). Australia: JKMRC Monograph Series in Mining and Mineral Processing.
- Nordberg Process Machinery (1971). Grinding Mills Ball, Rod and Pebble. USA: Nordberg-Division of Rex Chainbelt Inc.

- Norrgran D. (2009). Magnetic liners increase productivity, reduce energy consumption in iron ore grinding mills (pp. 28-30). Mining Engineering.
- Powell M., Smit I., Radziszewski P. y Cleary P. (2006). Selection and Design of Mill Liners. En Kawatra S. Advances in comminution (pp. 331 -373). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc (SME).
- Rajamani K. y Mishra K. (2001). Three Dimensional Simulation of Charge Motion in Plant Size SAG mills. (pp. 48-57) Proceeding SAG Vol. 4.
- Rose E. y Sullivan E. (1961). Vibration mills and vibration milling.
- Rowland A. (1985). Ball Mills. En Weiss Norman (Ed.) Mineral Processing Handbook (pp. 3C-26 – 3C-43). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.
- Rowland A. (1972). Grinding calculation related to the application of large rod and ball mills. Canadian Mineral Process. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (AIME).
- Rowland A. (1988). Using the Bond Work Index to measure operating comminution efficiency. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration. Inc. 98-17.
- Rowland Jr. (2002). Selection of rod mills, ball mills and regrind mills. En Mular Andre, Halbe D. N. y Barratt D.J. Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 710 – 728). Society for Mining, Metallurgy & Exploration, Inc.
- Rowland Jr. y Kjos D. (1978) Rod and ball mills. En Mular A. L. & Bhappu R.B. Mineral Processing Plant Design (pp. 239 – 278). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Sala International AB (1973). Catálogo Sala Mill. Sweden.
- Stanley G. (1987). The extractive metallurgy of gold in South Africa. Vol. 1 Johannesburg: Southern Africa Institute of Mining and Metallurgy.
- Subba D. (2016). Coal Processing and Utilization (pp. 127-132). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Svalbonas V. (2002). The design of grinding mills. En Mular Andre, Halbe D. N. y Barratt D.J. (Eds.) Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 840 -843). Society for Mining, Metallurgy & Exploration, Inc. (SME).
- Taggart A. (1945). Handbook of Mineral Dressing (pp. 5-28 – 5-30). Wiley Engineering Handbook Series.
- Turner R. (1982). Selection and sizing of primary autogenous and semi-autogenous grinding mills. En Mular Andrew & Jergensen Geral V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (pp. 474 -485). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).
- Union Process. (2012). Grinding Meida All media shown actual size



### 3.10 DISEÑO DE MOLINOS AUTÓGENOS Y SEMIAUTÓGENOS

Los molinos autógenos y semiautógenos representan un tipo relativamente nuevo de molinos de tambor, bajo ciertas condiciones pueden reemplazar el equipo utilizado para la trituration secundaria y terciaria convirtiéndose en molinos primarios. Como consecuencia, los circuitos de molinos barras primario seguido de un molino bolas secundario son poco comunes actualmente (Gupta y Yan, 2016).

Napier-Munn (1996) indica que la popularidad de la molienda AG /SAG ha crecido hasta el punto que diversas plantas los han adoptado en sus circuitos de molienda, su principal ventaja es un ahorro en los costos de capital en el diseño de la planta y su capacidad para tratar diferentes tipos de mineral.

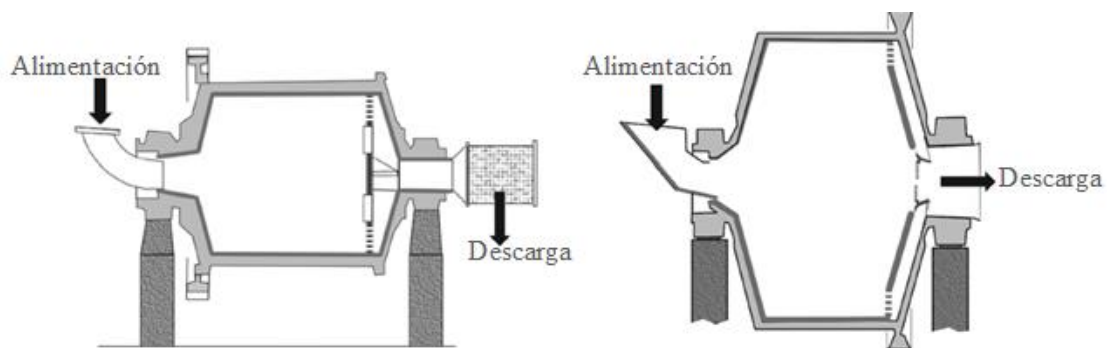
En la actualidad los molinos AG y SAG son los protagonistas de los circuitos de molienda donde se requiere procesar grandes tonelajes. La potencia instalada para estos equipos en promedio va de 12 -16 MW donde se emplean unidades de doble piñón para mover molinos con diámetros de 36 a 40 ft (Mosher, 2011).

Mosher (2011) menciona que además de los parámetros fijos en el diseño (dimensión del molino, potencia instalada y tipo de circuito) las principales variables que afectan el rendimiento y el tamaño del producto son:

1. Características de la alimentación (dureza o competencia del mineral).
2. Distribución granulométrica de la alimentación.
3. Diseño de las lánas, abertura de la parrilla y tamaño del producto, los cuales impacta en el funcionamiento del hidrociclón.
4. Carga de las bolas.
5. Condiciones de operación como velocidad, densidad y carga total del molino.

Un factor importante en el diseño de los molinos AG/SAG es la relación alta entre el diámetro y longitud, esto permite que las partículas y los medios impacten con mayor fuerza (Figura 3.10-1). Gupta y Yan (2016) indican que existen tres tipos de molinos fabricados en el mercado, los cuales tienen las siguientes características:

- Relación alta L: D = 1.5 – 3.0 (extremos cónicos).
- Relación cuadrada L: D = 1 (extremos cuadrados).
- Relación baja L: D = 0.33 – 0.66 (extremos cónicos).



**Figura 3. 10-1** Molinos de extremos cuadrados y de relación alta. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

De acuerdo con Barratt y Sherman (2002) existen diversos factores que gobiernan la aplicación de los molinos y deben considerarse antes del diseño:

- Posibilidad de la conversión de un molino AG a un SAG.
- Volumen máximo de la carga de bolas y volumen de mineral para otorgar una densidad operativa correcta.
- Velocidad máxima de operación.
- Potencia requerida para la operación.
- Diseño óptimo de los revestimientos.
- Diseño de la parrilla y elevadores de descarga.
- Capacidad de descarga con un flujo eficiente.

### **Tamaño de alimentación.**

Gupta y Yan (2016) indican que los molinos con una relación (L/D) alta son alimentados regularmente por trituradoras giratorias, mientras que la alimentación de los molinos de una relación (L/D) baja hasta alimentada por una trituradora de quijada; esto nos habla que el tamaño de alimentación está en un rango de 150 a 254 mm.

MacPherson y Turner (1978) indican que el tamaño de alimentación para un molino AG/SAG está dado por:

$$F_{80} = 53.5 D^{0.67} \quad (3.10.1)$$

Donde "D" es el diámetro interno del molino, en metros.

En los molinos AG y SAG se alimenta un porcentaje de mineral grueso el cual sirve como un medio de molienda. Como la alimentación puede presentar diferente dureza a lo largo del cuerpo mineral, altera el equilibrio entre los medios de molienda y su capacidad. Resulta importante cargar bolas de acero para mantener dicho equilibrio y mantener el rendimiento de la molienda.

El número de bolas y su tamaño dependen de la dureza del mineral, tamaño de la alimentación y el producto que se desee. Los tamaños de bolas más utilizados oscilan entre 100 y 175 mm. Para minerales poco competentes se utilizan tamaños de bola de 50 mm, mientras que en minerales duros pueden utilizarse bolas entre 150 -175 mm. En la molienda AG/SAG la eficiencia de la reducción de tamaño depende del tamaño y masa de las partículas (Gupta y Yan, 2016).

Austin y Klimpel (1982) afirma que la reducción del tamaño en estos molinos se da por desgaste cuando las partículas son muy pequeñas y el impacto que reciben las partículas por los medios de molienda realizan el mayor trabajo.

Gupta y Yan (2016) mencionan que la probabilidad de provocar la ruptura por desgaste se reduce cuando se tienen gruesos en la alimentación porque consume un mayor volumen del molino y limita su rendimiento. Lo ideal es que el tamaño de la partícula alimentada se acerque al tamaño del medio de molienda (mineral grueso) de esta forma las partículas se reducen de tamaño principalmente por impacto.

### Revestimientos de los molinos AG/SAG.

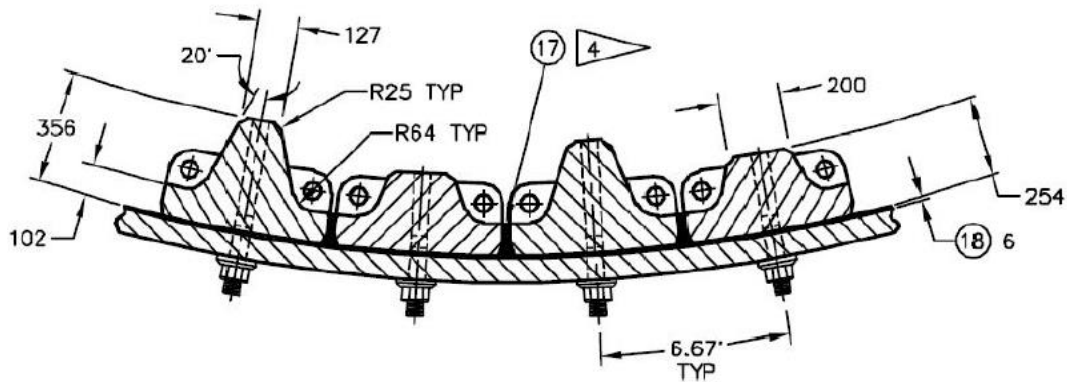
En los molinos SAG la relación A: B (Espacio entre elevadores y altura de los elevadores) difícilmente se cumple (4:1) comúnmente se diseñan con una relación baja. El ángulo de la cara del elevador de un molino SAG va de  $22^\circ$  a  $35^\circ$  cuando el diámetro del molino es mayor a 24 ft. En las operaciones donde no se cumple con este requisito se consideran ángulos pronunciados de  $5^\circ$  a  $15^\circ$  (Giblett y Putland, 2019, pp. 475).

La selección del perfil de los revestimientos se realiza mediante simulación para observar la altura a la cual se eleva la carga. Es fundamental decidir el espacio entre los elevadores para determinar el patrón de las perforaciones de la carcasa del molino.

Burger et al. (2011) indican que los revestimientos de los molinos SAG siguen una regla general, está es que requiere el doble de filas de elevadores que el diámetro del molino, es decir un molino con un diámetro de 36 ft requiere un conjunto de 72 filas de elevadores,

Giblett y Putland (2019) mencionan que el número de filas de elevadores es igual a  $3/4 D - 5/3D$  y de  $1D - 1.33D$  que han otorgado buenos resultados.

Burger et. al (2011) describe que el diseño del molino SAG de la operación de Yanacocha, esta operación cuenta con un molino SAG de 32 x 32 ft el cual procesa 620 tph. Para el diseño del sistema de revestimiento se consideró un diseño que consta de 54 filas de elevadores. El ángulo de la cara del elevador desde la vertical se consideró de  $20^\circ$ . El diseño de los elevadores tiene una altura alta (254 mm por encima de la placa) y bajas (150 mm por encima de la placa) alternados, considerando un ancho de la placa de 102 mm, ver Figura 3.10-2.



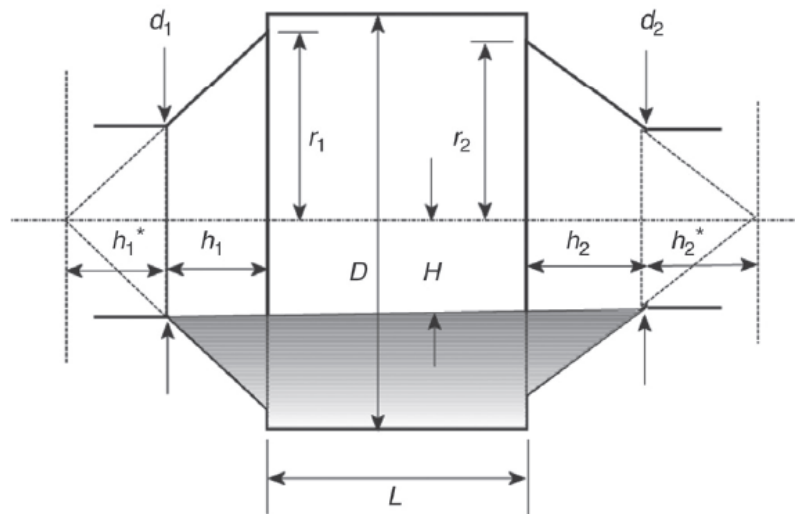
**Figura 3. 10-2** Elevadores del molino SAG de Yanacocha. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 28 y Material 29](#) se muestran los principios de diseño del sistema de revestimientos para los molinos SAG, su instalación y mantenimiento.

### Volumen del molino.

El cálculo del volumen del molino es fundamental para determinar la carga. Cuando el molino es totalmente cilíndrico no existe ningún problema, pero los molinos AG/SAG se componen de secciones cónicas a largadas que dificultan el cálculo de su volumen en algunos casos. Las secciones cónicas pueden o no tener el mismo tamaño y diferentes ángulos, este cálculo podría resultar sencillo, pero puede causar una problemática si el cálculo del volumen no es preciso.

En los catálogos de los equipos regularmente se muestra las dimensiones del molino en la Figura 3.10-3 se puede observar las dimensiones de la carcasa y secciones cónicas de los extremos clasificadas como 1 y 2.



**Figura 3. 10-3** Dimensiones de un molino SAG de extremos cónicos. Tomado de Gupta y Yan (2016).

Austin et. al (1990) proponen las siguientes expresiones para determinar el volumen de un molino con estas características. El volumen de las secciones cónicas está dado por:

$$V_{cono} = \left( \frac{1}{3} \pi r_1^2 (h_1 + h_1^*) - \frac{1}{3} \pi \left( \frac{d_1}{2} \right)^2 h_1^* \right) + \left( \frac{1}{3} \pi r_2^2 (h_2 + h_2^*) - \frac{1}{3} \pi \left( \frac{d_2}{2} \right)^2 h_2^* \right) \quad (3.10.2)$$

Donde:

$$r_1 = \frac{h_1 + h_1^*}{h_1^*} \left( \frac{d_1}{2} \right)$$

$$h_1 + h_1^* = h_1 \left( \frac{1}{1 - \frac{d_1}{2r_1}} \right)$$

De tal forma el volumen del molino está dado por:

$$V_M = \left( \frac{\pi D^2 L}{4} \right) \left[ 1 + \left( \frac{h_1}{3L} \right) \left( \frac{2r_1}{D} \right)^2 \left( \frac{1 - \left( \frac{d_1}{2r_1} \right)^3}{1 - \left( \frac{d_1}{2r_1} \right)} \right) + \left( \frac{h_2}{3L} \right) \left( \frac{2r_2}{D} \right)^2 \left( \frac{1 - \left( \frac{d_2}{2r_2} \right)^3}{1 - \left( \frac{d_2}{2r_2} \right)} \right) \right] \quad (3.10.3)$$

### Carga del molino.

Generalmente un molino SAG se carga al 30 – 35 % del volumen interno y las bolas ocupan el 2 al 22 % del volumen. El volumen de la carga se puede estimar midiendo la distancia entre la parte superior y la carga, por lo tanto, los métodos utilizados para estimar el volumen de la carga de los molinos de bolas son válidos (Mosher, 2011).

Turner (1982) indica que el volumen de la carga en la operación de los molinos autógenos o semiautógenos con relaciones L: D de 2:1 o más tiene una carga del 28 % a 30 % del volumen del molino. Es importante mencionar que el producto de la molienda autógena es menos afectado ante variaciones de la carga.

La carga en los molinos semiautógenos ha mostrado una estrecha relación con la potencia, esto se debe a que la carga de bolas afecta el volumen de la carga. La carga de las bolas está establecida para una carga óptima del molino, se debe de dar énfasis en la carga del molino utilizada está en función de las características del mineral y por ende con el nivel de la carga, por lo tanto deben de mantenerse constantes para lograr el rendimiento esperado.

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) la fracción del volumen que ocupa la carga en el molino "J<sub>c</sub>", utilizando el volumen interno del molino. Austin (1990) calculó el volumen de la carga como:

$$V_c = \left( \frac{\pi D^2 J_c L}{4} \right) + 0.075\pi \left[ r_1^2 \left( \frac{h_1}{1 - \frac{d_1}{2r_1}} \right) \left( \frac{H}{r_1} \right)^3 \left( \left( \frac{r_1}{H} \right)^{3.25} - 1 \right) + r_2^2 \left( \frac{h_2}{1 - \frac{d_2}{2r_2}} \right) \left( \frac{H}{r_2} \right)^3 \left( \left( \frac{r_2}{H} \right)^{3.25} - 1 \right) \right] \quad (3.10.4)$$

### Longitud del molino.

La relación de la carcasa L: D para los molinos autógenos y semiautógenos puede ser muy variada en la mayoría de los casos es de 3 a 1.5, actualmente se pueden encontrar con relaciones más bajas que les da un aspecto más alargado llegando a valores de 1 hasta de 0.66. Turner (1982) menciona que el aspecto del molino es de gran importancia para establecer las características operativas por lo tanto en un molino la naturaleza del mineral determina la capacidad, velocidad y tamaño del producto que se generara por cada kW.

Si se requiere de un producto fino, se debe de aumentar el tiempo de retención de la carga en el molino. La relación de la carcasa del molino se puede utilizar como una característica para adaptarse a las características de la alimentación con molinos más cortos tienen una eficiencia de molienda baja y en un molino largo se aumenta el tiempo de retención de las partículas, lo cual aumenta el consumo de energía, pero se compensa con un producto más fino.

Turner (1982) indica que solo se puede dar un aumento en la longitud del molino cuando las pruebas reportan una ineficiencia de la molienda o cuando se requiere aumentar la carga circulante. Tomando en cuenta esto propone la siguiente clasificación:

1. Minerales de granulometría gruesa se pueden reducir de tamaño solo con molinos con relaciones L: D de 3:1.
2. Cuando se requiere un producto fino se requiere emplear un circuito cerrado con relaciones cortas.
3. En circuitos cerrados se obtiene una mayor eficiencia con molinos largos con una relación menor e igual a 2:1.

La longitud a la cual se extiende la carga recibe el nombre de longitud efectiva, en los molinos con extremos cónicos la longitud de molienda se extiende hasta los extremos aumentando el volumen del molino. De acuerdo con Gupta y Yan (2016) una expresión para calcular la longitud efectiva de molienda; asumiendo que los conos en cada extremo son del mismo tamaño y los muñones tienen el mismo diámetro siendo este igual al 25% del diámetro del molino, con estas condiciones la longitud efectiva de molienda está dada por:

$$L_{EF} = L_{cilindro} \left( 1 + 2.28 J_C (1 - J_C) \frac{L_d}{L_{cilindro}} \right) \quad (3.10.5)$$

Donde " $L_d$ " es la longitud media de los extremos cónicos que está dada por:

$$L_d = 0.5 (\text{longitud entre las secciones cónicas} - \text{longitud de la sección cilíndrica})$$

$J_C$ : Fracción del volumen de la sección cilíndrica ocupado por bolas y mineral.

### **Velocidad.**

Gupta y Yan (2016) indican que la velocidad del molino varía con la carga. De acuerdo con Mosher (2011) las velocidades bajo las cuales operan los molinos AG son más altas que los molinos de tambor convencionales, estando en el rango de 80 % a 85 % y en algunas ocasiones hasta el 90 % de la velocidad crítica. Los molinos SAG operan del 70 % - 75 % de la velocidad crítica.

Napier-Munn (1996) observó que la capacidad para reducir el tamaño de la alimentación depende de la velocidad de rotación y su granulometría. Cuanto mayor sea el tamaño de la alimentación se requiere de una velocidad mayor al 70 % de la velocidad crítica y cuando la alimentación es menor a 10 mm se obtienen buenos resultados a velocidades menores del 70 % de la velocidad crítica.

Para la estimación de la velocidad se debe de realizar diversas pruebas para determinar la velocidad a la cual se tiene un mayor rendimiento. No existe alguna expresión que permita una aproximación como el caso de los molinos bolas y barras.

Turner (1982) menciona que los molinos autógenos o semiautógenos operan en promedio a velocidades que van de 65 % al 85 % de la velocidad crítica. Los molinos más grandes requieren de grandes velocidades para lograr la molienda de la carga y cuando el mineral es blando se requiere de una velocidad baja.

### **Bolas de reemplazo.**

En la operación de los molinos AG/SAG el desgaste de las lainas y las bolas se mide mediante los cambios de la masa total del molino. La velocidad de desgaste de bolas de molienda se expresa en términos de kg/día, este valor indica las bolas de reemplazo que se deben añadir al molino.

Austin (1990) propone la siguiente expresión para determinar las bolas de reemplazo que se deben de alimentar:

$$Q_B = \frac{\pi D^2 L}{4} (0.6 J_B \rho_b) \left( \frac{8 Q_w}{d} \right) 24 \times 10^3 \quad [\text{kg/día}] \quad (3.10.6)$$

Donde:

$Q_w$ : Velocidad de desgaste del radio de la bola (mm/h).

$d$ : Tamaño de bola, en milímetros.

$L, D$ : Longitud y diámetro del molino, en metros.

$\rho_b$ : Densidad de bola ( $t/m^3$ ).

### **Consumo de medios de molienda.**

Henderson y Crowell (1978) indican que el consumo de medios de molienda representa en conjunto con la energía eléctrica el mayor costo de la operación de molienda. El costo asociado al consumo de los medios de molienda depende de dos factores precio y durabilidad. Lo cual se traduce en su costo beneficio, este costo directo está dado por:

$$\text{Costo de molienda} = (\text{Precio de bolas})(\text{Consumo de bolas}) \quad (3.10.7)$$

$$\$/t \text{ molida} = (\$/t \text{ de bolas})(t \text{ de bolas}/t \text{ molidas}) \quad (3.10.8)$$

Valcárcel (2005) menciona que la estimación del consumo de energía se puede realizar con precisión basándose en los trabajos de Austin (1985) y Bond (1961) pero estimar el consumo de acero en los medios de molienda resulta difícil. Cada uno de los equipos de molienda presenta un entorno para los medios de molienda dependiendo de sus características físicas e interacción con el mineral.

La efectividad de los medios de molienda en las plantas de procesamiento se evalúa en términos de su resistencia al desgaste y rendimiento de molienda. Howat y Vermeulen (1986) determinaron que varios son los factores que intervienen en el desgaste del medio como las propiedades mecánicas del medio de molienda, diámetro, velocidad de molienda, carga de las bolas de reemplazo, diseño de los revestimientos y densidad de pulpa.

Uno de los primeros trabajos para proporcionar una herramienta para la evolución de los medios de molienda es la “Ley de desgaste” de Meulendyke y Purdue (1989). Esta ley está dada por:

$$\frac{dW_b}{dt} = kD^n \quad (3.10.9)$$

Donde " $W_b$ " es el peso de la bola en gramos, " $t$ " es el tiempo de exposición en horas, " $k$ " es una constante de proporcionalidad, " $D$ " es el diámetro de la bola y " $n$ " es el exponente de la velocidad de desgaste del molino, esto es:

$$\frac{dW}{dt} = \Omega_t \quad [g/h] \quad (3.10.10)$$

Esta expresión es conocida como velocidad de desgaste y se expresa en g/h.

La constante de proporcionalidad está dada por:

$$k = \frac{D_i^{3-n} - D_f^{3-n}}{t(3-n)} \quad (3.10.11)$$

Donde  $D_i$  es el tamaño inicial de la bola y  $D_f$  es el tamaño final de bola durante un cierto periodo de tiempo.

Esta constante de desgaste " $k$ " solo es un valor indicativo de la calidad del medio de molienda; sin embargo, en la industria no basta con determinar la calidad del medio. Es importante determinar las distintas tasas de consumo como:

- Consumo por unidad de energía demandada,  $\Omega_E$  (kW).
- Consumo por unidad de tiempo de operación,  $\Omega_t$  (kW.h).
- Consumo por unidad de mineral procesado,  $\Omega_M$  (kW/t).

Para el cálculo de esta tasa de consumo resulta importante la ley de área de superficie de desgaste también llamada “Teoría Lineal de Desgaste” la cual fue aceptada por Austin y Klimpel et al. (1982).

Esta teoría establece que la velocidad de desgaste del cuerpo de molienda es directamente proporcional al área expuesta al mecanismo de desgaste:

$$\Omega_t = \frac{dW}{dt} = -k_m A_b \quad (3.10.12)$$

Donde:

$k_m$ : Constante cinética de desgaste, en  $kg/m^2h$ .

$A_b$ : Área del cuerpo expuesta al desgaste, en  $m^2$ .

Esta expresión indica que el desgaste del medio de molienda depende del tiempo al que se exponga, de tal manera que se tiene la siguiente igualdad considerando que el medio de molienda son bolas de acero:



$$\Omega_t = -k_m A_b = \frac{-\rho_b (k_d) A_b}{2} \quad (3.10.13)$$

Donde  $\rho_b$  es la densidad de las bolas,  $t/m^3$

Bajo estas consideraciones Valcárcel (2005) indica que el consumo por unidad de tiempo de la operación está dado por:

$$\Omega_t = \frac{-4,000 K_d (\rho_b (1 - f_v) * V_{ap})}{d^R} \quad (3.10.14)$$

Donde:

$d^R$ : Tamaño de las bolas, mm.

$\rho_b (1 - f_v) * V_{ap} = W_b$  es el peso total de la carga de bolas en el molino, toneladas.

$K_d$ : Constante cinética de desgaste lineal, mm/hr (lineal) dada por:

$$K_d = k_d^E \left( \frac{\rho_b / W_b}{1,000} \right) \quad (3.10.15)$$

$k_d^E$ : Constante de la energía específica de velocidad de desgaste del medio expresada en  $\mu m / (kW.h/t)$  y se puede obtener a partir de los datos de operación del molino. Sustituyendo se obtiene:

$$\Omega_t = \frac{-4,000 K_b W_b}{d^R} \quad (3.10.16)$$

Sepúlveda y Morrow (2014) desarrolló una expresión para la estimación de  $\Omega_t$  en función del tamaño de remplazo del medio y el tamaño crítico al cual debe ser remplazado el medio de molienda.

$$\Omega_t = -4,000 k_d W_b [(d^R)^3 - (d^S)^3] / [(d^R)^4 - (d^S)^4] \quad (3.10.17)$$

Donde  $k_d$  se puede calcular a partir de los registros de la operación y  $W_b$  puede ser estimada.

$d^S$ : Tamaño crítico de rechazo del medio de molienda en mm.

Sepúlveda y Morrow (2014) indican que en los procesos de molienda es común relacionar la cinética de desgaste con el consumo de energía para llevar a cabo el proceso; esto nos indica cuántos kW.h de energía se aplican a cada tonelada de bolas en la carga del molino y se calcula a partir de la expresión:

$$\Omega_E = 1,000 \frac{\Omega_t}{\rho_b} \quad (3.10.18)$$

Lo cual es equivalente a:

$$\Omega_E = 4,000 k_d^E [(d^R)^3 - (d^S)^3] / [(d^R)^4 - (d^S)^4] \quad (3.10.19)$$

Otra manera de encontrar  $\Omega_E$  es a partir de la siguiente expresión propuesta por Moly-Cop:

$$\Omega_E = \frac{-4,000k_d^E}{d^R} \quad (3.10.20)$$

A partir de esta expresión se puede determinar la constante  $k_d^E$  si se realiza un estudio para determinar el consumo de energía eléctrica y el desgaste de las bolas durante cierto periodo, además de conocer o estimar el tamaño de las bolas de reemplazo.

Sepúlveda y Morrow (2014) citan a Benavente quien realizó un estudio del consumo de bolas en diversas operaciones de América del Sur donde demostró que el valor de  $k_d^E$  se ve afectado por la abrasividad del mineral, tamaño de la alimentación y pH de la pulpa. Estas observaciones le llevaron a desarrollar una expresión para estimar  $k_d^E$  a partir del índice de abrasión de F.C. Bond.

Guzmán y Radanal (2013) retomaron este trabajo actualizaron dicha expresión para realizar una estimación cuyo rango de error del 9 %.

$$k_d^E = 1.36 \left[ \frac{A_i - 0.05}{0.20} \right]^{0.166} \left( \frac{F_{80}}{5,000} \right)^{0.069} (pH/10)^{-0.243} \quad (3.10.21)$$

Esta expresión es aplicable para molinos de bolas, barras y en molinos SAG. Otro concepto importante desarrollado y comentado por Sepúlveda y Morrow (2014) es el tiempo en que debe reemplazarse la carga de los medios de molienda. Dicho periodo se estima con:

$$t_{m\acute{a}x} = (d^R - d^S)/k_d \quad (3.10.22)$$

El consumo acumulado de los medios de molienda durante el periodo de reemplazo se estima a partir de la siguiente expresión:

$$\frac{\Omega_t(t_{m\acute{a}x})}{1000} = -4(\rho_b(1 - f_v) * V_{ap}) \quad (3.10.23)$$

A partir de estas variables descritas es posible estimar el consumo por unidad de mineral procesado con el siguiente análisis:

$$\Omega_M = \Omega_E * E \quad (3.10.24)$$

Donde:

$\Omega_M$ : Consumo de medios en g/t procesada.

$\Omega_E$ : Consumo de medios en g/ kW.h.

E: Consumo de energía expresado en kW.h/t procesada.

### Potencia.

La importancia de estimar el consumo de energía es crucial para el diseño del circuito de trituración y molienda. La estimación del consumo de energía de los molinos sirve como un factor para decidir si se puede emplear un molino AG/SAG. Se busca que el consumo de energía de circuito sea mínimo y se obtenga la relación de reducción óptima, el circuito que

cumpla con estas condiciones y sea rentable para el proyecto es la opción para la fase de construcción.

Gupta y Yan (2016) mencionan que el consumo de energía de los molinos no es constante, esta depende del volumen de la carga, las características de la alimentación, características de la pulpa y la velocidad de alimentación.

Comúnmente la potencia de los molinos se determina en un molino de laboratorio y si las condiciones del proyecto lo permiten es realizar pruebas en plantas piloto. El valor obtenido de las pruebas se escala al tamaño de molino comercial. Gupta y Yan (2016) mencionan que al conocer las dimensiones de la planta total propuesta y la planta piloto se puede escalar la potencia mediante la siguiente ecuación:

$$P_M = 1.05 P_{Lab} \left[ \left( \frac{L}{L_{Lab}} \right) \left( \frac{D}{D_{Lab}} \right)^{2.65} \right] \quad [kW] \quad (3.10.25)$$

Donde:

$P_M$ : Potencia del molino a escala comercial.

$P_{Lab}$ : Potencia del molino de pruebas piloto, kW.

$L$  Y  $D$ : Longitud y el diámetro del molino comercial, m

$L_{Lab}$  Y  $D_{Lab}$ : Longitud y diámetro del molino de pruebas piloto, m.

Gupta y Yan (2016) indican que esta ecuación es aplicable para molino donde la carga ocupa el 25 y 30 % del volumen interno. Austin (1990) indica que la capacidad del molino comercial se puede calcular mediante la relación:

$$Q = \frac{0.9P_M}{P_{Lab}} \times \text{toneladas molidas en el molido de prueba} \quad (3.10.26)$$

MacPherson y Turner (1978) indicaron que el consumo de energía de los molinos AG y SAG está en función de su tamaño. De acuerdo a Gupta y Yan (2016) la potencia de los molinos AG/SAG se puede obtener a partir de la expresión:

$$P_M = 0.992 LD^{2.8}(\rho_c) \quad [kW] \quad (3.10.27)$$

Donde:

$\rho_c$ : Densidad de la carga en  $t/m^3$ .

$L$  y  $D$ : Tamaño del molino en metros.

Austin en el año de 1990 considero las diferentes relaciones de la carcasa de los molinos AG/SAG y llego a la siguiente expresión para calcular la potencia de un molino AG o SAG:

$$P_M = KD^{2.5}LC_S \left( 1 - \frac{0.1}{2^{9-10c_s}} \right) \rho_c J_C (1 - AJ_C) (1 + F) \quad (3.10.28)$$

Donde:

$K$  y  $A$ : Constante propuesta por Austin y Klimpel et al. (1982), la cuales tienen el valor de  $K = 10.6$  y  $A = 1.03$ .

$J_C$ : Fracción de volumen de la porción cilíndrica del molino llena por la carga.

(1F): Corrección entre las secciones cónicas y cilíndricas del molino.

El valor de "F" está dado por la siguiente expresión:

$$F = \frac{0.046}{J_c(1-AJ_c)} \left( \frac{h_1}{L} \left[ \left( \frac{1.25r_1}{D} \right)^{0.1} - \left( \frac{0.5-J_c}{1.25r_1} \right)^4 \right] + \frac{h_2}{L} \left[ \left( \frac{1.25r_2}{D} \right)^{0.1} - \left( \frac{0.5-J_c}{1.25r_2} \right)^4 \right] \right) \quad (3.10.29)$$

Esta expresión para calcular la potencia de los AG o SAG cuando la carga del molino es menor al 45 % es importante conocer las dimensiones de los molinos para utilizar este método.

L.G. Austin en su artículo "A mill power equation for SAG Mills" ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 18](#)) trabajo para dar una solución práctica al cálculo de la potencia del molino profundizando en el tema. En este artículo se consideran las energías cinéticas y potenciales asociadas a las partículas de las cargas cuando el molino se encuentra en rotación. La energía potencial y cinética de las partículas permitieron calcular la potencia del molino a partir de la siguiente expresión:

$$P_M = K \sin(\alpha) \sin^3(\theta) (\rho_c C_s L D^{2.5}) (1 + \gamma) \quad [\text{Kw}] \quad (3.10.30)$$

Donde:

$$\gamma = 0.188 \left( \frac{C_s^2}{\sin(\alpha)} \right) \left( \frac{1 - \cos^4(\theta)}{\sin^3(\theta)} \right)$$

K: Constante propuesta por Austin (1990),  $\alpha$  es la inclinación de la carga y  $\theta$  está relacionado con el llenado del molino, ver Figura 3.10-4.

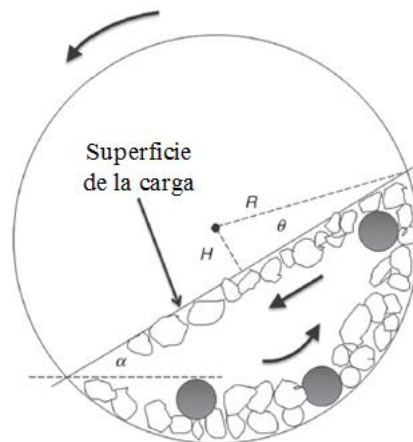


Figura 3. 10-4 Movimiento de la carga en un molino. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Austin (1990) identificó que este método no tomaba en cuenta la fricción de las partículas con la superficie del molino, en este modelo se supone un flujo de las partículas en una superficie lisa. Tomando como base el método de Bond para calcular la potencia de los molinos de bolas se propuso la siguiente ecuación:

$$P_M = 10.6 D^{3.5} J_c (1 - 1.03 J_c) \left( \frac{L}{D} \right) C_s \left( 1 - \frac{0.1}{2^{9-10C_s}} \right) \rho_c \quad (3.10.31)$$

Donde  $K=10.6$  y  $A= 1.03$  y  $\rho_c$  está dado por:

$$\rho_c = \frac{(1 - \varphi)J_c \left(\frac{\rho_R}{M_R}\right) + 0.6 J_B \left(\rho_b - \frac{\rho_R}{M_R}\right)}{J_c} \quad (3.10.32)$$

Donde:

$\rho_R$ : Densidad de la roca o mineral, en  $t/m^3$

$\rho_b$ : Densidad del medio de molienda, en  $t/m^3$

$\varphi$ : Porosidad de la carga 0.3 – 0.4

$J_C$ : Fracción del volumen de la carga que ocupa en la sección cilíndrica.

$J_B$ : Fracción del volumen de la carga que ocupa en la sección cónica.

$M_R$ : Masa total del mineral o roca en la carga, t.

La constante 0.6 en la expresión se deriva de suponer una porosidad de bolas y las partículas de 0.4. Otra alternativa para estimar la densidad de la carga fue la propuesta por Moly-Cop de acuerdo con Gupta y Yan (2016), esta es:

$$\rho_c = \frac{((1 - \varphi)\rho_s J_B + (1 - \varphi)\rho_R(J_C - J_B) + \rho_s U_p \varphi J_C)}{J_C} \quad (3.10.33)$$

Donde:

$\rho_s$ : Densidad de la pulpa,  $t/m^3$

$U_p$ : Porcentaje en fracción de los vacíos entre las bolas que está ocupada por las partículas en la pulpa para bolas de un solo tamaño 45 % y para bolas de diferentes tamaños 30 % a 40%.

Morrell en el año de 1994 propuso la siguiente ecuación para estimar la densidad de la carga:

$$\rho_c = \frac{J_C \rho_R (1 - \varphi + \varphi U_p \rho_s) + J_B (\rho_b - \rho_R) (1 - \varphi) + J_C \varphi U_p (1 - \rho_s)}{J_C} \quad (3.10.34)$$

Donde  $\rho_s$  es la fracción de sólidos en la pulpa por volumen.

De acuerdo con Neale y Edwards (1994) la aplicación de esta fórmula otorga valores cercanos a los que se miden en la operación de los molinos AG y SAG. Como se vio en capítulos anteriores el consumo de energía es proporcional a la carga hasta que alcanza un máximo y después disminuye. Austin (1990) determinó la carga máxima a la cual la potencia tiene estos incrementos con la siguiente expresión:

$$J_{M\acute{a}x} = 0.485 \left[ 1 - \frac{0.618}{(1 - \varphi)} \left( \frac{\rho_b M_R}{\rho_R} - 1 \right) \right] \quad (3.10.35)$$

Gupta y Yan (2016) concluyeron que la potencia de los molinos es proporcional al diámetro del molino, es decir un molino con un diámetro mayor consume más energía que un molino con menor diámetro. En las operaciones se utiliza un factor de seguridad del 10 a 20 % lo cual otorga energía extra al molino para cumplir con las variaciones en la carga.

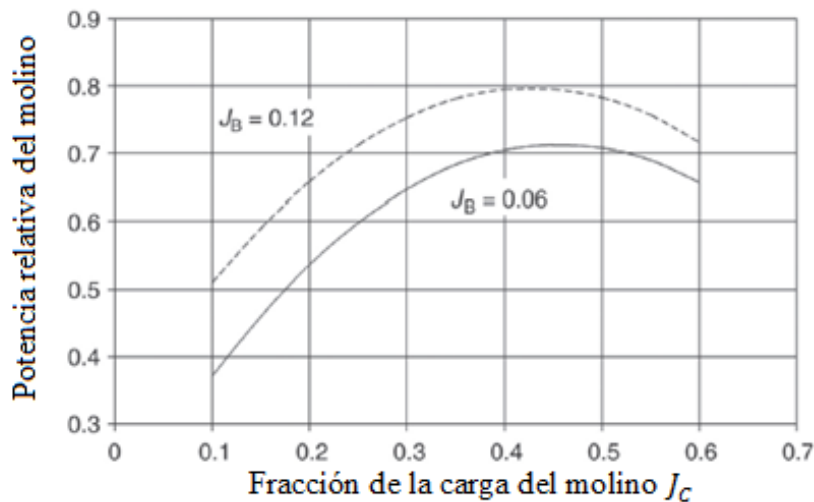
### Potencia normalizada.

Gupta y Yan (2016) indican que en el diseño y operación de circuito de molienda a menudo es necesario comparar el rendimiento de los molinos con el de otro proyecto similar. La manera correcta de realizar la comparación es mediante el concepto de potencia normalizada.

Austin (1990) desarrolló una expresión independiente del tamaño del molino proporcionando la potencia relativa del molino, esta expresión es:

$$P_R = (1 - 1.03J_C) \left( (1 - \varphi) \left( \frac{\rho_R}{M_R} \right) J_C + 0.6J_B \left( \rho_b - \frac{\rho_R}{M_R} \right) \right) \quad (3.10.36)$$

La potencia normalizada permite obtener la relación entre la carga del molino y la potencia relativa como se observa en la Figura 3.10-5. Al aumentar la carga del molino se necesita una mayor potencia para hacer rotar la masa total del molino, esto presenta un aumento en la potencia hasta que se llega a un máximo para después ir en decremento.



**Figura 3. 10-5** Relación de la carga del molino y la potencia relativa del molino con dos  $J_B$ . Adaptado de Gupta y Yan (2016).

La Figura 3.10-5 muestra la relación entre carga del molino y potencia relativa para dos cargas de bolas del 6 % y otra del 12 %; este gráfico presentado por Gupta y Yan (2016) se realizó con mineral que presento una gravedad específica de 2.8 y la densidad de las bolas fue de  $8.0 \text{ t/m}^3$ .

### Potencia neta y potencia sin carga.

Gupta y Yan (2016) citan a Morrell y Austin como los desarrolladores de diversos trabajos para sentar las bases de las variables que involucran en el cálculo de la potencia para un molino AG/SAG. En sus trabajos consideraron a la potencia neta del molino como la suma de la potencia demandada de la sección cilíndrica y las dos secciones cónicas. Bajo esta consideración la potencia bruta es la suma de la potencia sin carga y la potencia neta.

La potencia sin carga permite medir la pérdida de energía de los componentes mecánicos y el consumo de la planta cuando el molino no se encuentra con la carga nominal durante la puesta en marcha. Una ecuación empírica para determinar el consumo de energía sin carga y la potencia neta en los molinos SAG y AG es:

$$P_{NL} = 1.68D^{2.05}(C_s(0.667L_{cono} + L_{cilindro}))^{0.82} \quad (3.10.37)$$

Donde " $P_{NL}$ " es la potencia del molino sin carga en kW y las dimensiones del molino están en metros.

La potencia neta del molino está dada por:

$$P_{NET} = KD^{2.5}L_{EFF}\rho_c J_c \left( \frac{5.9C_s - 4.43C_s^2 - 0.985}{(5.97C_s - 4.43C_s^2 - 0.985)^2} \right) C_s \quad (3.10.38)$$

$$(1 - (1 - 0.954 + 0.135J_c)e^{-19.42(0.954+0.135J_c-C_s)})$$

Donde  $K$ : Tiene el valor de 9.1 para molinos de descarga en parrilla y 7.98 para los molinos de desbordamiento

$L_{EFF}$ : Longitud de molienda efectiva.

Gupta y Yan (2016) indican que el funcionamiento de los molinos AG y SAG se puede evaluar dándole un seguimiento a la relación entre la carga máxima y potencia del molino, sus observaciones concluyeron en un listado de observaciones para evaluar la operación de estos equipos:

1. Cuando en el arranque de un molino se indica un consumo de energía bajo se sugiere aumentar la velocidad de la alimentación para llegar a la capacidad de diseño.
2. Un alto consumo de energía indica una alta carga del molino.
3. Mientras opera el molino un consumo de energía bajo indica que la carga de bolas o mineral gruesos debe incrementarse.
4. Un alto consumo de energía podría significar una acumulación de partículas de tamaño crítico.
5. En los molinos largos donde el tiempo de residencia es alto, si el mineral no se descarga después de su liberación. Se producirán lamas que son perjudiciales para la operación.
6. Cambios en el diseño de los revestimientos puede aumentar la velocidad de molienda y aumentos en la potencia requerida.

### 3.10.1 SELECCIÓN Y DIMENSIONAMIENTO DE LOS MOLINOS AG/SAG

De acuerdo con Turner (1982) la selección del molino a utilizar en una operación se debe de realizar pruebas para determinar la capacidad del equipo para moler un mineral con una molienda autógena o semiautógena. Estas pruebas de molienda ayudan a determinar la capacidad del molino, condiciones óptimas de operación y determinar la potencia neta.

Barratt y Sherman (2002) indican los parámetros básicos para calcular la potencia necesaria para una molienda primaria:

- Análisis del tamaño de alimentación
- Escenarios del consumo de energía (kW/t) para diferentes minerales, volumen de carga de las bolas, combinaciones del volumen de la carga, tamaño de bola, velocidad del molino, trituración con guijarros y densidad de la pulpa.
- Análisis del producto de la molienda primaria para contemplar la necesidad de una molienda secundaria.

Resulta importante que los geólogos y metalurgistas involucrados en el proyecto garanticen que las muestras seleccionadas sean representativas del mineral que se tratara en el molino. Cuanto más complejo sea el cuerpo mineral mayor será el número de muestras a preparar para las pruebas, la cuales debe reducirse hasta un tamaño máximo de 150 a 200 mm. El tamaño de muestras requeridas para las pruebas de planta piloto dependerá de las características de la alimentación y complejidad del circuito aguas arriba de la molienda.

Es importante realizar un estudio de factibilidad pensando en la demanda de agua cuando se piensa en una molienda húmeda este aspecto es una primera consideración. Por lo regular se utilizan molinos a escala en instalaciones establecidas con molinos que tienen un diámetro de 1.7 a 1.8 metros y una longitud promedio de 0.6 metros en una primera estancia cuando la molienda autógena no resulta viable se recomienda una carga optima de bolas del 8.5 % para comparar los resultados.

La selección de circuito debe enfatizar la simplicidad, para proporcionar un sistema que requiera un mínimo control que pueda estabilizarse fácilmente. Los molinos de prueba de plantas piloto deben operar con un volumen de la carga entre el 28 % a 30 % del volumen efectivo del molino y deben alimentarse de manera continua para mantener la carga. El molino se pone en marcha sin bolas y se alimenta a una velocidad superior a su descarga hasta llegar a su nivel de carga. Posteriormente la velocidad de alimentación se ajusta para mantener este nivel; en los molinos húmedos la adición de agua se controla para mantener la densidad para tener una operación continua y llegar a condiciones estables.

El término condiciones estables implica un estado estacionario el cual indica que la entrada y la salida son iguales en peso, nivel de carga, densidad de la pulpa y la cargas circulante es constante; cuando se establece este estado se inicia un periodo de muestro.

Posteriormente el molino se detiene para analizar la carga del molino y evaluar los datos de la prueba. Los datos recopilados de cada prueba deben incluir:

1. Tonelaje, análisis granulométrico, gravedad específica y humedad de alimentación.
2. Velocidad y consumo de energía.



3. Carga del molino y su volumen, peso, tamaño, porcentaje de finos, gravedad específica del mineral y del medio de molienda.

4. Densidad de la pulpa y granulometría del producto de la descarga

5. Tonelaje, granulometría, gravedad específica y densidad de la pulpa del producto y el rechazo de los equipos de clasificación.

En cada prueba se debe de dar un seguimiento para analizar el efecto que tiene cambiar el tamaño de alimentación, densidad de la pulpa, tamaño del molino, carga del molino y tamaño de la criba o hidrociclón para calcular el consumo de energía en la molienda primaria y en caso de ser necesario en una molienda secundaria.

Posteriormente se debe realizar pruebas para investigar el efecto de la adición de bolas y de otras contingencias. La adición normalmente se realiza en incrementos de aproximadamente el 3 % en volumen del molino hasta que se establezca la carga óptima o hasta un máximo de 13.5 %.

Las pruebas con una molienda autógena, pueden ser aplicables o no dependiendo de las características del mineral. Deben de realizarse pruebas de molienda semiautógena para establecer los siguientes parámetros:

- Volumen óptimo de la carga de bolas (%  $v/v$ ) y tamaño máximo de bolas.
- Tamaño de alimentación.
- Método de clasificación por ejemplo criba de gruesos (9 mm a 13 mm), una criba de medios (5 mm a 9 mm), una criba de finos (400 micras a 5 mm) o una combinación de criba e hidrociclón.
- Densidad óptima de la pulpa.
- Velocidad óptima del molino.
- Tamaño óptimo del producto clasificado, tamaño de la pantalla o desbordamiento del hidrociclón.
- Potencia específica (kW.h/t) requisito para el dimensionamiento del molino.

Existen indicadores para reconocer que se tiene un estado óptimo en la molienda estos son:

- Distribución de tamaños de la carga.
- Toneladas por hora o toneladas por kW.h a un producto deseado.
- kW.h por tonelada incluyendo la molienda secundaria.
- Análisis económicos de los costos de operación directos en la etapa de molienda.

Analizando estos indicadores la potencia del molino es un factor importante en la evaluación de los datos de molienda. Las mediciones de las potencias obtenidas en la planta piloto permiten un acercamiento al valor de la planta a escala. Es importante que se realicen pruebas de la eficiencia de los motores para establecer las pérdidas y calcular la potencia real del molino. En cuanto a los medios de molienda es importante conocer el desgaste después de cada prueba, proporcionando una forma para estimar la velocidad de desgaste de las bolas. De igual forma se debe pesar los revestimientos para conocer el desgaste después de cada prueba.

Barratt y Sherman (2002) concluyeron que la aplicación de los molinos AG/SAG trae consigo la evaluación de riegos que trae la implementación de esta tecnología, por lo tanto, se deben de considerar los siguientes aspectos:

1. Definir la potencia neta que se aplicara al proceso durante el tiempo en el que operan los molinos, con el objetivo de establecer el periodo de recuperación de la inversión a un rendimiento que sea aceptable para el proyecto y continuar generando un rendimiento para la vida de la mina, incluso sí es necesario una expansión. El éxito depende de las fluctuaciones en el mercado, costos operativos, confirmación de reservas, leyes del mineral, precio de los metales y recuperaciones que logre el proceso.

Ante esta problemático el diseño debe contemplar el consumo de energía específico (kW/t) entre la molienda primaria y secundaria, siendo este una premisa para el ingeniero encargado del diseño del proyecto que también depende de:

- Certeza geología del proyecto como el modelo geológico, cambios en la mineralización y reservas.
- Parámetros geotécnicos del yacimiento.
- Práctica de las voladuras.
- Pruebas de trituración y molienda sobre el mineral predominante del plan de minado.
- Evaluación de la molienda autógena y semiautógena.
- Eficiencia en la obtención de datos de las pruebas.

2. Definición de tamaño de los molinos de tal modo que se garantice el rendimiento deseado y la potencia requerida por tonelada en función de la dureza del mineral, velocidades del molino, además de otras condiciones de operación como:

- Producto otorgado por el circuito de molienda.
- Origen de los guijarros.
- Tamaño de bola.
- Volumen de la carga de bolas.
- Volumen de la carga del molino.
- Características de la carga del molino.
- Densidad de la pulpa.
- Tipo de clasificadores en la descarga.
- Variaciones en la carga circulante.
- Distribución de tamaños de la carga.
- Diseño de los revestimientos.
- Diseño de la parrilla y elevadores de la descarga de pulpa.

3. Procedimientos y prácticas de ingeniería para garantizar la estabilidad estructura y operatividad del molino y del motor a un costo económico sin comprometer los estándares y el control de calidad.

### 3.10.2 SELECCIÓN DEL TAMAÑO DEL MOLINO

Una vez que se finaliza el programa de pruebas y las simulaciones necesarias es importante determinar el consumo de energía neta aplicado en el circuito de molienda siendo un circuito de una o dos etapas. El ingeniero encargado del proyecto necesita un método para relacionar el tamaño del molino con el consumo de energía del molino para establecer el rango de condiciones de operación que se especifican por el proveedor en la compra del molino. Normalmente los proveedores proporcionan datos del consumo de neto de energía del molino en forma tabular y gráfica para cada molino.

Barratt y Sherman (2002) mencionan que los principales errores al seleccionar un molino son:

- Selección de un molino con un diámetro que es inadecuado con respecto a la potencia; lo cual impacta en el flujo de la pulpa o guijarros causando una insuficiencia en el área abierta de la rejilla.
- Selección del molino con otra relación de la carcasa que no es óptima; es decir la longitud efectiva de molienda demasiado larga o demasiado corta, que no es compatible con el rango de tamaño seleccionado en las condiciones de operación afectando el volumen del molino.
- Selección de un motor con una potencia menor a la requerida para la velocidad deseada para. Este aspecto de la selección del motor es crítico para la molienda de minerales competentes.

McPherson y Turner (1978) mencionan que en los molinos con una molienda húmeda se puede aplicar un dimensionamiento en función de la potencia de entrada del molino con la siguiente expresión:

$$P_C = \frac{P_T \left(\frac{L_C}{L_T}\right) \left(\frac{D_C}{D_T}\right)^{2.65}}{0.95} \quad (3.10.39)$$

Donde:

$P_C$ : Potencia bruta en kW del molino comercial.

$P_T$ : Potencia neta en kW del molino de laboratorio.

$D_C$ : Diámetro interno del molino comercial, ft.

$D_T$ : Diámetro interno del molino de laboratorio, ft.

$L_C$ : Longitud efectiva del molino comercial, ft.

$L_T$ : Longitud efectiva del molino de laboratorio, ft

Potencia bruta: Potencia de entrada al motor del molino.

Potencia neta: Potencia real consumida en la molienda tomando en cuenta las pérdidas.

Turner (1982) menciona que las mediciones de la potencia de los molinos de prueba tienen una incertidumbre alta, aunque sean tomados con cuidado. La potencia del molino de tamaño comercial se obtiene con mayor precisión mediante el cálculo basándose en las dimensiones del molino y características de la carga. La siguiente expresión considera un volumen de la carga del 30 %:

$$kW (net) = 2.208(D^{2.5})(L)(\rho_c)(C_s) \quad (3.10.40)$$

Donde:

$D$ : Diámetro efectivo del molino, m

$L$ : Longitud efectiva del molino, m

$\rho_c$ : Densidad de la carga en toneladas por metro cúbico.

$C_s$ : Fracción de la velocidad crítica a la cual opera el molino.

Para los molinos con un extremo cónico, la potencia que demanda las secciones cónicas al 30 % del volumen de carga puede estimarse como el 21 % de la potencia de la sección cilíndrica cuando la proyección del cono es de  $15^\circ$  y con un diámetro igual al 80 % del diámetro del molino.

Turner (1982) menciona que al seleccionar un equipo debe ser capaz de manejar condiciones de sobrecarga y un bajo tonelaje. Bajo estas condiciones se puede inferir que el diseño de los molinos autógenos o semiautógenos carece de precisión en comparación con los molinos de bolas y barras.

Como material de apoyo para la selección, dimensionamientos y diseño de los molinos AG/SAG se puede consultar el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 19](#) donde se encuentra el artículo “Autogenous and Semi-Autogenous mill selection and design”.

### 3.10.3 SELECCIÓN DE CIRCUITOS DE MOLIENDA

Son escasas las publicaciones que tratan con singularidad el problema de la selección del circuito de molienda. Giblett y Putland (2019) mencionan que un correcto diseño de un circuito depende de la confiabilidad de la certeza geológica y características de la alimentación, así como el entendimiento del yacimiento para evaluar su variabilidad durante el desarrollo del proyecto ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 27](#)).

Las variables del diseño de los molinos vistos en los capítulos son de gran importancia para respaldar el diseño del circuito de molienda. La resistencia de un mineral al fragmentarse por impacto es un parámetro crucial al evaluar en un circuito óptimo de molienda.

Un mineral de baja resistencia requiere de cargas de bolas más altas junto con altas relaciones del volumen de la carga para lograr un correcto consumo de energía en el molino. De esta forma se observa que el mineral competente es de alguna manera más fácil de moler en los molinos SAG. Cuando la dureza se combina con una característica abrasiva de moderada a alta se obtienen tasas de desgaste altas en los revestimientos. La dureza del material no da alguna ventaja para la selección de un equipo porque en la molienda interactúan diferentes procesos lo cuales no solo depende de la dureza del material (Giblett y Putland, 2019, p.493).

Putland (2006) desarrolló una técnica para la selección de posibles circuitos a utilizar en un proyecto basándose en factores primarios y secundarios a considerar, llegando a la evaluación de dos a seis escenarios los cuales se debe realizar un análisis económico para llegar a la decisión final.

Evaluar los costos de inversión asociados a los circuitos de trituración y molienda, aunados a los costos operativos que este generara durante la vida del proyecto es un principal factor para la selección entre un circuito y otro. Actualmente, la tendencia en la industria minera es desarrollar proyectos en depósitos de baja ley de gran tonelaje con una vida útil prolongada; de tal forma que los costos operativos son cruciales en los proyectos. Por lo tanto, es necesario comprender el efecto que tienen los costos de inversión y costos de operación en la selección de un circuito para llegar a una rentabilidad efectiva para el proyecto (Putland, 2006, p. 2).

#### **Factores primarios.**

**Capacidad de la planta.** La capacidad de la planta tiene una gran influencia en el tipo de circuito seleccionado. En algunas operaciones la capacidad de la planta obliga a tener diversas líneas de molienda para mantener la capacidad de la operación, que repercute en una mayor área para la construcción de la planta y una mayor inversión. Este factor ha contribuido en gran medida a la selección de los circuitos SAB y SABC.

Algunos ejemplos que sufren por las limitaciones de capacidad son los circuitos AG/SAG de una etapa y el circuito de molino de barras. Sin embargo, todos los circuitos tienen una máxima capacidad sobre la línea de producción la cual debe ser prevista para la selección de equipos; si esta capacidad está cerca de la capacidad propuesta del circuito, la selección de este circuito para la planta de molienda puede ser una opción.

En el caso de los circuitos AG/SAG de una sola etapa, la selección del molino se limita aun accionamiento de doble piñón. Lo cual limita una potencia instalada a 14 MW; de acuerdo a limitaciones actuales que involucran 14 MW, es posible que no se cumpla con la capacidad deseada por lo tanto se instala una segunda línea de molienda. De esta forma el circuito de una etapa tendrá dos circuitos que alimentar y dos molinos, en comparación con los requisitos de un circuito SAB y SABC.

Por otro lado, un molino de barras está limitado a 1,600 kW por la carga de barras y su diseño. Normalmente la capacidad de un circuito de molino de barras es menor a 500 tph.

**Características del mineral.** Las características del mineral en términos de la selección de circuitos de molienda se pueden dividir en tres categorías: la competencia de la roca, capacidad del material a ser molido y su abrasión.

La competencia de la roca se puede determinar mediante pruebas de impacto, pruebas de pérdida de peso JK y prueba de carga puntual. La capacidad de molienda de un mineral se define mediante su índice de trabajo. Por ultimo las pruebas para identificar la abrasión del mineral se hace mediante la estimación del consumo de revestimientos y bolas de acero, también se pueden aplicar la prueba de CERCHAR y la prueba de contacto directo de ranurado (Gouging Abrasión Index) para determinar la abrasión del material.

**Tamaño del producto.** El tamaño del producto requerido del circuito de molienda es un factor crucial. Esto incluye no solo el  $P_{80}$  involucra el análisis de la distribución granulométrica y contenido de finos.

La aplicación de un molino de barras es un ejemplo de cuando las especificaciones del producto dictan la selección del equipo. Debido a que estos molinos no son adecuados para altos tonelajes y tiene un consumo de barras alto cuando el mineral es abrasivo. Sin embargo, los diseñadores tradicionales de circuitos de molienda dictan que el uso del molino de barras otorga un producto grueso.

### **Factores Secundarios.**

Los factores secundarios suelen tener una gran influencia en la selección de circuitos y sirven para descartar algunos de los circuitos seleccionados por los factores primarios, definiendo realmente a los aplicables.

**Vida de la mina.** En general, una vida útil larga tiene menores restricciones de inversión, dándole mayor importancia a minimizar el costo operativo. Dos ejemplos extremos en la vida útil de la mina en la selección de circuitos son un proyecto de oro y un gran proyecto de beneficio de minerales de hierro.

La mayoría de los proyectos de oro están optimizados en la vida de mina aproximadamente de ocho años para mantener su rentabilidad. Dado este enfoque, si la capacidad del proyecto es inferior a 4 Mtpa es probable que el proyecto sea sensible a los costos de capital que a los costos operativos. Con tal de mantener la rentabilidad del proyecto se utiliza un diseño de un circuito con un costo de inversión menor.

En el otro caso, para grandes proyectos del procesamiento de mineral de hierro que en promedio tiene una vida de 30 años son sensibles a los costos operativos. Por lo tanto, se busca la opción con menores costos operativos. El efecto de la vida de la mina en la selección del circuito es evidente cuando se realiza un análisis económico.

**Geología.** Una selección inadecuada de las muestras, lleva al desarrollo de pruebas inadecuadas otorgándole al circuito de molienda un rendimiento incierto. La certeza geológica abarca la comprensión de los dominios geológicos, mineralización, litologías, alteraciones y variación de las leyes que permite la correcta selección del circuito.

Los circuitos de molienda autógena requieren de un material competente en la alimentación para operar a una velocidad constante y eficiente. Si se proyectan cambios en la competencia del mineral debe descartarse el uso de un circuito autógeno. Para que un mineral sea tratado de manera autógena el programa de minado y etapa de trituración debe de ser capaz de satisfacer la alimentación del molino.

Cambios en el depósito como una zona de oxidación, es otro factor que puede causar una mayor variabilidad en las características de la alimentación. Si se mezclan con la alimentación de mineral primario y los óxidos son rara vez un problema. Sin embargo, si el componente de óxido del cuerpo mineral se extrae y trata durante los primeros años de un proyecto, tendrá un efecto significativo en la selección de circuito y en muchos casos, puede requerir un enfoque por etapas para el diseño del circuito. Normalmente es poco probable que el 100% de los óxidos se trate de forma autógena y si su comportamiento es un material arcilloso es difícil que se trate a través de circuito de trituración por etapas o una unidad HPGR.

Regularmente en el diseño de plantas de oro a menudo se parte de la instalación de un molino SAG con una carga de bolas alta de una sola etapa, para después ser expandido a un circuito SAB o SABC para tratar el mineral primario. La expansión se puede realizar mediante la instalación de un molino de bolas o un molino SAG. Por lo general se instala una criba en la alimentación del molino de bolas cuando se tratan óxidos directos de la planta de trituración.

**Método de minado.** Este factor afecta la selección de equipos y tipo de circuito. Las principales consideraciones son la forma de alimentación del mineral, distribución de la alimentación, capacidad de realizar compositos y dilución del mineral.

**Requerimientos del proceso.** Los requisitos del proceso puede ser una guía para la selección de un circuito de trituración y molienda. Por lo tanto, la comunicación con los ingenieros que trabajan en el proceso aguas abajo es esencial para identificar dichos factores. Algunos ejemplos son:

1. La contaminación con acero fino en el circuito de molienda puede afectar el nivel de oxígeno en la pulpa, lo que lleva a una cinética más lenta o una cianuración deficiente, lo cual hace que el uso de etapas de molienda autógenas sea atractivo para la operación.
2. La necesidad de un flujo másico constante desde el circuito de molienda es un requisito primordial para la extracción por lixiviación y circuitos de flotación. La operación de un tonelaje fijo es difícil de lograr con un circuito SAG, los cuales dependen de una carga constante para operar eficientemente. Por lo tanto, si el flujo de masas constante es esencial, el uso de una unidad HPGR permite un flujo constante o aplicación de un circuito de trituración terciario, seguidos por los molinos de bolas.

**Particulares del proyecto.** Finalmente, se deben tomar en cuenta las especificaciones del proyecto. Como lo son preferencias del cliente, plazo de entrega de los equipos, recursos financieros, perfiles de riesgo del proyecto, espacio de construcción o restricciones en el área, factores logísticos del transporte de los equipos y potencial de expansión.

Mediante la aplicación de estos factores Putland (2006) creo una matriz de decisión (ver, Tablas 3.10-1 y 3.10-2) para la selección del circuito de molienda reduciendo el número de circuitos a evaluar. La aplicación de esta matriz permite que el número de opciones evaluadas se reduzca a menos de seis circuitos. La aplicación de los factores secundarios deberá reducir las opciones de los circuitos previstos para desarrollar un análisis de económico para llegar al circuito adecuado.

Si en las opciones se identifica la posible aplicación de una unidad HPGR como una opción probable, se debe de emprender una fase de pruebas para ver la aplicabilidad de este equipo sobre el material, junto con pruebas para predecir el desgaste de los revestimientos de los rodillos. De manera de confirmarse la aplicación de la unidad HPGR se continúa con pruebas pilotos para tomar una decisión definitiva.

**Tabla 3. 10-1**

Clasificación de los diferentes circuitos de molienda.

DESCRIPCIÓN	
BM	Molino de bolas de una sola etapa operando en circuito cerrado
SS SAG	Trituración primaria convencional /molino SAG de un sola etapa
SAB	Trituración primaria convencional /Molino SAG /Molino de bolas
SABC	Trituración primaria convencional/ Molino SAG /Molino de bolas /Circuito de trituración de guijarros
ABC	Trituración primaria convencional/Molino AG/Molino de bolas/circuito de trituración de guijarros
3C BM	Trituración en tres etapas convencional/Molino de bolas en una sola etapa
HPGR BM	Trituración convencional en dos etapas/HPGR/Molino de bolas
SS AG	Trituración primaria/Molino AG una etapa
2SS SAG/C	Trituración secundaria convencional/Molino SAG /circuito de trituración de guijarros
2C SABC	Trituración secundaria convencional /Molino SAG/Molino de bolas/circuito de trituración de guijarros
APC	Trituración primaria convencional/Molino AG/Circuito de trituración de guijarros /Molino de guijarros
RM	Trituración secundaria convencional /circuito abierto o cerrado de un Molino de barras
HPGR Peb	Trituración convencional de dos etapas/HPGR /Molino de guijarros

Adaptado de Putland (2006)

**Análisis económico.** Mediante la aplicación de la matriz de selección y la consideración de factores secundarios, el número de circuitos posibles debe reducirse a menos de cuatro opciones. Si no destaca algún circuito viable en ese punto, el circuito viable debe identificarse realizando un análisis económico a cada circuito electo de la matriz.



Tabla 3.10-2

Matriz de selección para circuitos de molienda.

Competencia del material Abrasividad del material	Suave		Competencia media e índice de trabajo medio		Competencia alta e índice de trabajo alto			
	No abrasivo	Abrasivo	No abrasivo	Abrasivo	No abrasivo	Abrasivo		
Tamaño del producto	Fino	Grueso	Fino	Grueso	Fino	Grueso		
Capacidad del circuito								
< 4 Mmpa	SS SAG	SS SAG	SS SAG	SS SAG	SS SAG	SS SAG/C	SS AG	SS AG/C
	BM	RM	3C BM	RM	SS AG	SS AG/C	AB	SS SAG/C
			SAB		SAB	ABC	3C BM	2C SS SAG
					AB		SABC	SABC
					ABC		2C SS SAG	ABC
							RM	APC
	SAB	SS SAG	SAB	SAB	SS SAG	SABC	SABC	SABC
	BM		SABC	SABC	SAB	HPGR BM	HPGR BM	HPGR BM
	SS SAG		HPGR BM	HPGR BM	SABC	2C SABC	2C SABC	2C SABC
					SS AG	AG/C		ABC
> 4 Mmpa < 8Mmpa					ABC	ABC	APC	APC
					HPGR BM	HPGR BM		HPGR Peb
					AB			
	SAB	SAB	SABC	SABC	SABC	SABC	SABC	SABC
	SABC	SABC	HPGR BM	HPGR BM	HPGR BM	HPGR BM	HPGR BM	HPGR BM
					ABC	2C SABC	2C SABC	2C SABC
					HPGR Peb	HPGR Peb		ABC
								ABC
					HPGR Peb	HPGR Peb	HPGR Peb	HPGR Peb
								ABC
> 8 Mmpa								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb
								HPGR Peb

Adaptado de Putland (2006)

### 3.10.4 CASO DE ESTUDIO: MINERA YANACOCHA, PERÚ (2012).

Minera Yanacocha ha llevado a cabo operaciones en Perú desde el año de 1993 ha producido más de 30 millones de onzas de oro partir del año 2011. La operación está ubicada a 600 km al norte de Lima y a 20 km de la ciudad de Cajamarca.

Burguer et al. (2012) mencionan que el mineral proveniente de mina se almacena cerca de la planta de trituración y se mezcla para realizar compositos de acuerdo a los requisitos del proceso. La planta de trituración consta de dos líneas paralelas, cada una consta de una tolva para la descarga de un camión a una parrilla de 112" x 30" y una trituradora de quijada de 50" x 60". El producto del circuito de trituración es menor a 150 mm y se transporta a un stockpile que alimenta al circuito de molienda con una capacidad viva de 9,000 toneladas (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 37).

El circuito de molienda consiste en un molino SAG de 32 x 32 pies con una potencia instalada de 16.5 MW en circuito cerrado con diez hidrociclones de 650 mm. El producto del SAG se descarga en un trommel con abertura de 12.7 mm x 31.8 mm y el sobre tamaño se regresa al SAG; no se tiene un circuito de trituración de guijarros.

El molino SAG fue diseñado para procesar 620 t/h y producir un producto P80 de 75  $\mu$ m. En la Tabla 3.10-3 se resumen los parámetros de diseño del circuito de trituración y molienda de Yanacocha.

**Tabla 3. 10-3**  
Parámetros de diseño del circuito de trituración y molienda.

<b>Parámetros de diseño del circuito de trituración y molienda</b>	
<b>Trituración primaria</b>	
Índice de trabajo de Bond, kW.h/t	1.57 1.92
Índice de abrasión, g	0.467 - 0.55
Disponibilidad, %	75%
Capacida de diseño, t/h	1500
Tamaño de alimentación, mm	750
Tamaño del producto, mm	180
CSS , mm	165
<b>Molino SAG</b>	
Disponibilidad, %	92
Capacida de diseño, t/h	620
Tamaño del producto, micrómetros	75
Guijarro producidos, t/h	186
Carga circulante	275
Potencia instalada, kW	16500
Velocidad crítica %	60 a 80
Carga de bolas %	> 15

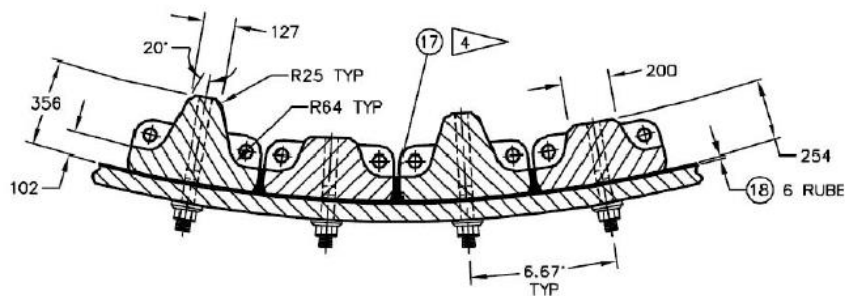
Adaptado de Burguer et al. (2012).

## Diseño del Molino.

El diseño del sistema de laines ha evolucionado desde el inicio de la operación, cada uno de los cambios se describe a continuación.

**Primer diseño.** Consta de 54 filas de elevadores alrededor de la carcasa del molino. El espaciamiento de los elevadores se basa en una regla de 2 x diámetro del molino en pies y por lo tanto, el molino de 32 pies de diámetro habría tenido tradicionalmente 64 filas. El ángulo de la cara del elevador es de 20 grados desde la vertical.

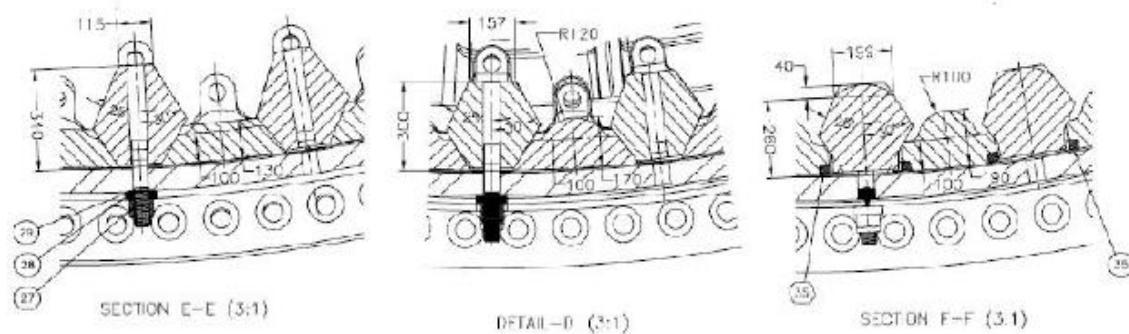
El diseño de los elevadores es alto – bajo alternados con 250 mm por encima de la placa y los elevadores bajos de 150 mm sobre la placa. La placa instalada es de un estilo de copa con un espesor de 102 mm, ver Figura 3.10-6.



**Figura 3. 10-6** Primer diseño de revestimientos de Yanacochoa. Adaptado de Burguer et al. (2012).

**Segundo diseño.** Consta de 54 filas de elevadores alrededor de la circunferencia de la carcasa, el ángulo de la cara del elevador es de 25 y 30° para probar dos ángulos de la cara del elevador. El diseño de los elevadores es alto – bajo alternados de 330 mm encima de la placa y elevadores bajos 290 mm por encima de la placa, ver Figura 3.10.7.

Los elevadores están separados por una placa con un espesor de 130 mm, con la intención de operar de 2 a 3 juegos de elevadores por conjunto de placas.



**Figura 3. 10-7** Segundo diseño de revestimientos de Yanacochoa. Tomado de Burguer et al. (2012)

**Tercer diseño.** Un total de 36 filas de elevadores alrededor de la circunferencia del molino, siendo un diseño muy espaciado. El ángulo de cada elevador es de 30 grados con elevadores con un diseño alto – bajo con 230 mm por encima de la placa y 200 mm por encima de la placa. El elevador y la placa integran un estilo de copa con un espesor de 120 mm. Las condiciones de operación de cada diseño se muestran en la Tabla 3.10 - 4.

**Tabla 3. 10-4**

Condiciones de operación para cada diseño de revestimientos.

	Primer diseño	Segundo diseño	Tercer diseño
Velocidad del molino	60%	68 - 70%	74 - 76%
Volumen de la carga de bolas , % v/v	13 - 15	16 -20	18 -20
Volumen total de la carga, % v/v	18-25	20 - 23	20 -25
Tamaño máximo de bola, mm	105	105	105

Adaptado de Burguer et al. (2012)

Las bolas de molienda tienen una distribución de tamaño de 75 % de 90 mm y 25 % de 100 mm cuando se trabaja con un material grueso y 100 % de 90 mm cuando se trata un material fino. La altura de la carga se midió para un levantamiento desde puntos que van del elevador de la pulpa y el muñón, y el nivel de la carga se estimó midiendo la profundidad de una tubería por debajo del nivel de la pulpa, la medición de la altura de carga se tomó como el porcentaje que ocupa en el molino interno este se estimó de 19 % al 23 %. El molino de Yanacocha opera con una carga de bola relativamente alta entre 16 % – 19 % que es un nivel apropiado para el mineral. El consumo de bolas es de 2 a 3.5 kg/t y el uso de bolas más pequeña aumenta este consumo, al utilizar bolas con un tamaño de 50 -75 mm para garantizar una mayor área de superficie para una molienda más fina.

### 3.10.5 CASO DE ESTUDIO: MINERA PEÑASQUITO, MÉXICO (2012).

El proyecto de Peñasquito explota a cielo abierto dos cuerpos mineralizados, el depósito de Peñasco y Chile Colorado contienen valores significativos de plata, oro, zinc y plomo. La mina alimenta a una planta concentradora de sulfuros y a un proceso de lixiviación en pilas (Arteaga et al., 2018).

Palmer et al. (2012) señalan que antes de la puesta en marcha de la planta concentradora, las actividades mineras se centraron en el descapote del depósito y se puso en marcha la planta de lixiviación de óxidos con una capacidad de 50,000 tpd. Posteriormente, se puso en marcha el plan para la construcción de una planta concentradora para el tratamiento de sulfuros subyacente del depósito ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 35](#)).

La planta concentradora se construyó en dos fases, un circuito de trituración primaria y un circuito de molienda con una capacidad de 65,000 tpd. El circuito de molienda (SABC) cuenta con un molino de bolas, un molino SAG, una trituradora de cono y una unidad HPGR, con el objetivo de optimizar el consumo de energía en relación con el rendimiento de mineral molido. Las reservas de sulfuros son de 1,009 millones de toneladas que contienen 3.33 millones de toneladas de plomo, 7.26 millones de toneladas de zinc, 16.5 millones de onzas de oro y 1,000 millones de onzas de plata. La vida útil de la mina se proyecta en más de quince años (Dixon et al., 2010).

Palmer et al. (2012) mencionan que el trabajo de pruebas metalúrgicas se inició en el año 2004 como parte del estudio de pre-factibilidad. Las pruebas metalúrgicas incluyeron pruebas estándar de trituración, molienda, flotación, y concentración gravimétrica para el circuito de beneficio. También se realizó un trabajo complementario para el diagrama de flujo del procesamiento de óxidos, incluidas pruebas de lixiviación.

Para el diseño del circuito de trituración y molienda, inicialmente se tomaron 19 muestras del depósito de Chile Colorado y 24 pruebas del depósito de Peñasco. En el año 2006 se recolectaron y analizaron 49 muestras adicionales del depósito de Peñasco. El trabajo de pruebas se llevó a cabo por SGS Minnovex, Toronto que incluyó el índice de potencia SAG (SPI), el índice de trituración (CI), el índice de abrasión y el índice de trabajo modificado de Minnovex (WI). Además de la determinación del índice de trabajo de Bond y pruebas de pérdida de peso JK.

El mineral de Chile Colorado resultó ser más duro que los minerales de Peñasco con valores medios de SPI que varían de 120 minutos a 65 minutos respectivamente. Se usó un promedio ponderado de 13.8 kW.h/t de índice de trabajo del molino de bolas para la base del diseño, junto con un tamaño de molienda objetivo de  $P_{80} = 125 \mu m$ .

De acuerdo con los resultados y simulaciones realizadas por cada una de las pruebas, los tamaños estimados de los molinos y trituradoras de guijarros:

- Molino SAG: uno de 11.6 metros x 6.1 metros (18.7 MW).
- Molino de bolas: dos de 7.6 metros x 10.4 metros (14.3 MW).
- Trituradoras de guijarros: uno de 600 kW.

Se realizaron mejoras adicionales en los tamaños de los molinos a medida que los proveedores de molinos y motores se involucraron en el diseño junto con la evaluación comparativa de otras instalaciones con una capacidad similar. Los tamaños corregidos fueron:

- Molino SAG de 11.6 metros x 6.1 metros (19.3 MW).
- Dos Molinos de bolas de 7.3 metros x 11.5 metros (12MW).
- Dos Trituradoras de guijarros en funcionamiento, una en espera de 600 kW.

En el año 2007 Minera Peñasquito realizó un contrato con Polysius, Alemania. Con la intención de que las pruebas realizadas fueran evaluadas para considerar un aumento del rendimiento con la inclusión de una unidad HPGR en el circuito de trituración de guijarros. El rendimiento específico del mineral se informó de 200 toneladas/ h -  $m^3$ , se encontró un consumo de energía específico de 1.8 kW.h/t. Con el fin de manejar hasta 660 tph de guijarros de alimentación fresca, se recomendó el uso de dos unidades HPGR Polycom 1915 y 2417.

De esta manera, la planta concentradora fue diseñada para procesar 130,000 tpd con dos líneas de molienda de 65,000 tpd (SAG simple y dos molinos de bolas). El circuito de trituración de guijarros es común en ambas líneas de molienda e incluye un circuito de trituración con una trituradora de cono y una unidad HPGR en una segunda etapa.

El mineral proveniente de la mina, con un tamaño menor a 1,000 mm se alimenta a una trituradora giratoria primaria para otorgar un producto de 1,524 mm a 2,870 mm mediante camiones de 300 toneladas métricas en una tolva con una capacidad de 660 toneladas por encima de la trituradora giratoria. La trituradora giratoria funciona los dos turnos, la descarga de las trituradoras primarias pasa a una banda transportadora y se alimenta a una stockpile cónico de gruesos.

El mineral grueso se recupera con cinco alimentadores y se alimenta a una banda transportadora para alimentar el molino SAG. El circuito de molienda consiste en una sola línea de un molino SAG de 11.6 metros de diámetros por 6.1 metros de largo (38 x 20 ft) y dos molinos de bolas de 7.3 metros por 11.4 metros de largo (24 x 37.5 ft). El producto del SAG fluye hacia el trommel de descarga del molino. El tamaño inferior al trommel fluye por gravedad a un sumidero para su bombeo a dos bancos de hidrociclones para su clasificación. Los hidrociclones operan en circuito cerrado con los molinos de bolas, el desbordamiento del hidrociclón, tiene un tamaño del producto de 125  $\mu\text{m}$  que se alimenta al circuito de flotación.

El mineral con un tamaño superior al del trommel se transporta a dos cribas ubicadas en el circuito de trituración de guijarros. Estas cribas permiten la separación por tamaño del SAG para separar los gruesos y finos para su alimentación al circuito de trituración de guijarros aguas abajo. Los gruesos se alimentan a las trituradoras de guijarros H8800, por otro lado, los finos se recirculan al sumidero del circuito de molienda SAG.

El producto del circuito de trituración de guijarros con un tamaño - 35 mm se transporta a una tolva para alimentarse a la unidad HPGR. El material enviado a la tolva tiene dos líneas que permite que sea transportado a la alimentación del SAG o a la unidad HPGR.

Para el proceso de diseño se consideraron aspectos como la ubicación de la planta concentradora, la topografía y las condiciones climáticas. El equipo de diseño optó por una planta concentradora al aire libre. Ubicada en un sitio con una gran área y una topografía adecuada.

El circuito SAG/ molino de bolas se colocaron encontrados con una grúa torre centralizada en la planta, el circuito de trituración de guijarros se encuentra separado de la planta de molienda y se encuentra en tres secciones; una sección de cribado y lavado de guijarros, un compartimiento para la trituración y el área de trituración que incluye un compartimiento para la unidad HPGR.

En la Tabla 3.10-5 se muestra el resumen de los principales parámetros operativos para el circuito de trituración y molienda, tomando como base los parámetros de diseño y el rendimiento real.

**Tabla 3. 10-5**

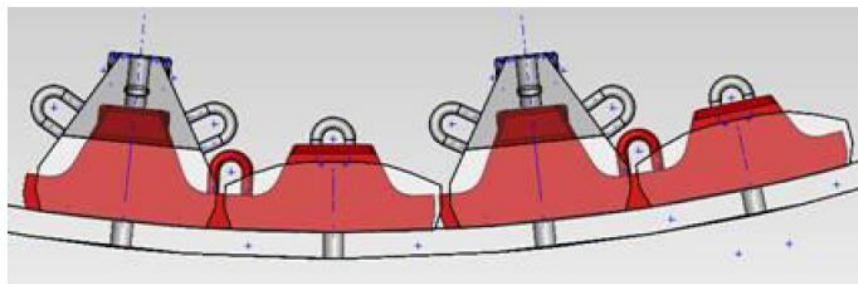
Parámetros operativos del circuito de molienda de Peñasquito.

Parámetros operativos del circuito de molienda		
Parámetro	Parámetro de diseño	Datos de operación
Tamaño de alimentación del molino SAG, micrómetros.	141,000	150,000 a 210,000
Capacidad del molino SAG en tph	2,264	2,250 a 3,100
Potencia del molino SAG , kW	19,300	14,400 a 17,500
Tamaño de la descarga del molino SAG, micrómetros	2,000 a 3,000	2,000 a 4,000
Potencia específica del SAG, kW.h/t	6	4.5 a 8.0
Carga de bolas del SAG en porcentaje	12 a 15	12 a 13
Potencial del molino de bolas, kW	12,000	9,000 a 9,800
Carga de bolas del molino de bolas % v/v	30	22 a 24
Potencia específica del molino de bolas, kW.h/t	9	6.0 a 8.6
Índice de trabajo para el molino de bolas, kW.h/t.	14	12.5 a 18.0
Derrame de los hidrociclones en micrómetros	125	105 a 120

Adaptado de Palmer et al. (2012).

### Diseño del molino SAG.

El molino SAG utiliza bolas de 125 mm, el consumo de bolas es de 400 a 500 g/t para el molino SAG. El molino SAG se puso en marcha con una configuración tradicional de los elevadores altos – bajos con 30 filas de revestimientos. El conjunto cuneta con revestimiento que tenía 30 elevadores altos y 30 bajos en total. La posición de los perfiles de las lanas se muestra en la Figura 3.10-8.



**Figura 3. 10-8** Diseño de las lanas del molino SAG de Peñasquito. Tomado de Palmer et al. (2012)

La parrilla de descarga del SAG se puso en marcha con aberturas ranuradas de 65 mm y posteriormente aumentaron a 85 mm. Esto provocó un cambio en la producción de guijarros con este cambio y el rendimiento del molino se incrementó de 150 a 300 mtpd.

## Diseño del molino de bolas.

Los molinos de bolas son molinos de una velocidad baja accionada por engranajes y funciona aproximadamente a 11.8 rpm (velocidad crítica del 75 %). Cada uno de los molinos está equipado con 44 revestimientos centrales con un perfil de doble onda.

El molino de bolas se alimenta con una densidad de pulpa de 74 – 78 % de sólidos en peso. Los molinos de bolas funcionan con una carga de bolas en un rango de 22 – 24 %. El molino de bolas se puso en marcha con una carga de bolas en equilibrio y un tamaño de recarga de 63 mm. Con estos niveles operativos de bola y los consumos de potencia correspondientes es de 9,000 a 9,800 kW, el consumo de bolas es de aproximadamente 400 g/ t.

Como material de apoyo en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9](#) se muestran las características de diversos circuitos de molienda selectos de diferentes operaciones en el mundo en donde se emplean diversos equipos de molienda y equipos:

- [Material 33. AG – Crusher –HPGR circuit for hard, weathered ores containing clays.](#)
- [Material 34. Cerro Verde Concentrator.](#)
- [Material 35. An update of the SAG mill operations at the Peñasquito Mine.](#)
- [Material 36. Fine Grinding Circuit Process Improvement at the Karara Mine Concentrator.](#)
- [Material 37. Yanacocha Gold Mine single stage mill design, operation and optimization.](#)
- [Material 38. Crusher for critical Size material at Los Bronces SAG grinding plant.](#)
- [Material 39. Design and implementation of an AVC grinding circuit at BHP Billiton Cannington.](#)
- [Material 40. Grinding Circuit Practice at Newmont.](#)
- [Material 41. IsaMill Technology in the primary grinding circuit.](#)
- [Material 42. Performance of the IsaMill in the George Fisher Flowsheet.](#)
- [Material 43. Operating Performance of the Phu Kham IsaMill.](#)
- [Material 44. Mako Single stage SAG mill comminution circuit design.](#)
- [Material 45. Stirred Milling at Anglo American Platinum.](#)
- [Material 46. Transforming Flow Sheet Design with Inert Grinding the IsaMill.](#)
- [Material 47. Design, Construction and Commissioning of the Ridgeway Concentrator Re grind Circuit at Newcrest's Cadia Valley Operations.](#)
- [Material 48. Squeezing the extra 30% of typical SABC circuit for 4.8 kW.h/t](#)



## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. En una planta de beneficio se instaló un molino SAG con un tamaño de 9.75 x 3.5 metros efectivos, se trata una mena de plomo-zinc cuya gravedad específica es de 3.5. Las bolas cargadas tienen una gravedad específica de 7.9 en la operación el molino rota al 75 % de su velocidad crítica, se determinó que la carga de las bolas es del 8 % del volumen. Se pide al ingeniero estimar el consumo para la molienda.

Considerando que la carga representa el 30 % del volumen del molino y una densidad de pulpa de 1,200 gramos/litro.

**Solución: 5,092.50 kW**

2. Un molino SAG con un tamaño de 13 x 6 metros emplea un alimentador de tubo de un diámetro de 1.0 metro. Las bolas de acero tienen un diámetro de 10.2 cm y ocupan el 8 % del volumen. La carga total ocupa el 42 % del volumen del molino, si la porosidad de la carga es del 30 % se pide al ingeniero en cargado estimar la masa de la carga de bolas. Considere una densidad de las bolas de acero, y pulpa mineral de 8.6 t/m<sup>3</sup>, 3.0 t/m<sup>3</sup> respectivamente.

**Solución: 586.56 toneladas**

3. Se instaló en una planta de beneficio un molino SAG de 11.6 x 6.1 metros, se espera alimentar 1,000 toneladas de mineral diarias. La empresa realizó pruebas en un molino de laboratorio con una longitud de 1.0 metros y la relación L/D igual a 2. Dando como resultado una potencia del molino de prueba de 1.49 kW.

Se pide al ingeniero encargado del diseño calcular la potencia que requiere el molino comercial. El laboratorio indica que la carga del molino comercial es del 30 % del volumen interno y la carga de bolas es del 8 %.

**Solución: 1,008.96 kW**

4. Un molino AG con una descarga de desbordamiento con un diámetro interno de 6.7 metros y una longitud efectiva de 2.1 metros se alimenta con un mineral cuya gravedad específica de 3.8 ocupando el 40 % del volumen del molino. La alimentación del molino es de 1,200 toneladas por días, la velocidad del molino es 75 % la velocidad crítica y  $J_c$  tiene un valor de 32 %. Considere una densidad de la carga de 3.2 Estimar:

- a) Consumo de energía en toneladas por día, considere una operación las 24 horas del día.
- b) Costo de la energía para operar el molino, si el costo es de \$27.78 USD por GJ

**Solución: a) 1,161,444 kW b) \$ 4,839.554 USD**

## REFERENCIAS

- Arteaga C., Barrios J., Almond M. y Ruiz R (2018). Ore Control Technological Innovations at Goldcorp Peñasquito Mine. SME Annual Meeting.
- Austin L. (1985). An Improved Simulation Model for Semi – Autogenous Grinding. Minerals & Metallurgical Processing.
- Austin L. G., Klimpel R. R. y Luckie P. T. (1982). Simulation of Grinding Circuits for Design. En Mular A. y. Jergensen G. V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (pp. 301 -317). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).
- Austin L.G. (1990). A mill power equation for SAG mills. Minerals & Metallurgical Processing.
- Barratt D. y Sherman M. (2002). Factor which influence the selection of comminution. En Mular A., Halbe D. N. y Barratt D.J (Eds.) Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 544, 755, 755 - 758). Society for Mining, Metallurgy & Exploration, Inc. (SME)
- Bond F. C. (1961). Crushing and Grinding Calculations. British Chemical Engineering 6(8).
- Burguer B., Hatta M. y McGaffin M. (2006). Seven years of operation and continuous improvement. In Proceeding of an International Conference on Autogenous and Semiautogenous Grinding Technology.
- Burguer B., Vargas L., Arevalo H. y Vicuna S (2012). Yanacocha Gold Single SAG – Mill Design, Operation and Optimization. Canadian Institute Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Dixon S., Olson B. y Wolf W. (2010). Squeezing the extra 30% of a typical SABC Circuit for 4.8 Kw.h/tonne. SME Annual Meeting.
- Giblett A. y Putland B. (2019). Grinding Circuit Flow Sheets. En Dunne R. C., Kawatra K. S. & Young C. A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 494 -495). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Gupta A. y Yan D. (2016). Mineral Processing Design and Operations (pp. 263-285). 2a ed. Elsevier B.V.
- Guzmán L. y Rabanal C. (2013). Updated Benavente correlation for estimating grinding media consumption rates. Processing Congress XXVII International Santiago, Chile.
- Henderson, T.D. y Crowell, D.E. (1978). Comparison of Estimated vs. Actual Capital Cost and Operating Data for a Copper Concentrator. En Mular A. L. & Bhappu R. B. (Eds.) Mineral Processing Plant Design (pp. 279 – 303). Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Howat D.D. y Vermeulen L.A. (1986). The design of lining for rotary mills: a major factor in the throughput and consumption of energy and metal. Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy. The South African Institute of Mining and Metallurgy.
- Kjos D.M. (1986). Semiautogenous mil liners: Designs, alloys, and maintenance procedures. Mineral and Metallurgical Processing.
- MacPherson A.R. y Turner R.R. (1978). Autogenous grinding from test work to purchase of a commercial unit. En Mular A. L. & Bhappu R.B (Eds.) Mineral Processing Plant Design (pp. 279 – 303). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Meulendy M.J. y Purdue J.D. (1989). Wear of grinding media in the mineral processing industry: An overview. Mineral and Metallurgical Processing. SME Annual Meeting.
- Mosher John. (2011). Crushing, Milling and Grinding. En Darling Peter (Ed.) Mining Engineering Handbook (pp. 1468). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Napier-Munn T.J., Morrel S, Morrison R.D. y Kojovic T. (1996). Mineral Comminution Circuits (pp. 154). Queensland, Australia. Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre (JKMRC).
- Neale A.J. y Edwards R.P. (1994). A practical approach to the automatic control of autogenous and semiautogenous grinding circuits. Society for Mining, Metallurgical and Exploration 94-2 (AIME).

- Palmer E., Dixon S. y Meadows D. (2012). An Uptade of the SAG Milling Operation at the Peñasquito Mine Located in the Zacatecas. Canadian Institute Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Putland B. (2006). Comminution circuit selection – key drivers and circuit limitations. Conference Proceedings Vancouver: Mining and Mineral Process Engineering, University of British Columbia, 2-8.
- Sepúlveda J.E. y Morrow R. (2014). Moly-Cop Tools Applications for the assessment of grinding media performance at full industrial scale. Moly-Cop ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.9 - Material 26](#)).
- Turner R.R. (1982). Selection and Sizing of Primary Autogenous and Semi-Autogenous Grinding Mills. En Mular A. y Jergensen G. V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (pp. 474 - 486). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).
- Valcárcel H. (2005). Correlación Empírica para la Evaluación de Consumo de Bolas en Aplicación de Molienda. Moly-Cop I Latino Metalurgia Perú.

### 3.11 SEPARACIÓN POR TAMAÑOS

En las plantas de procesamiento de minerales, la separación por tamaños del mineral evita la transferencia de partículas que no cumple con las características de tamaño que requiere el proceso aguas abajo (Mular, 2003, p. 126).

Existen dos operaciones para la separación por tamaño, estas son el cribado y clasificación. Mular (2003) menciona que las cribas utilizan barreras físicas para la separación por tamaños, mientras que en los clasificadores las partículas se encuentran en un medio para separarlas en función de características como el tamaño de particular y gravedad específica.

Wills y Finch (2016) mencionan que la diferencia entre el cribado y clasificación radica en la separación de finos; cuando se utiliza el cribado se requiere de grandes áreas de cribado y por lo tanto puede requerir una gran inversión, en comparación con la clasificación que otorga un alto rendimiento porque se basa en las características de cada partícula individualmente.

El proceso de clasificación se emplea para aquellas partículas que se consideran demasiado finas como para ser separadas mediante el cribado. Los clasificadores separan las partículas de acuerdo a su tamaño, forma y gravedad específica en un fluido, esto ocurre bajo la influencia de la fuerza gravitacional o fuerzas centrífugas (Mular, 2003, p. 148).

La separación de las partículas en los equipos de clasificación se logra gracias a los siguientes comportamientos:

- Las Partículas finas tienen una velocidad de sedimentación lenta en los fluidos.
- La fuerza centrífuga tiene un mayor efecto sobre los gruesos que en finos.
- Las partículas finas tienen una menor inercia y tienden a comportarse como el medio.
- Los gruesos requieren una mayor velocidad de transporte para una separación.
- La frecuencia de colisión entre partículas aumenta con el tamaño de partícula.

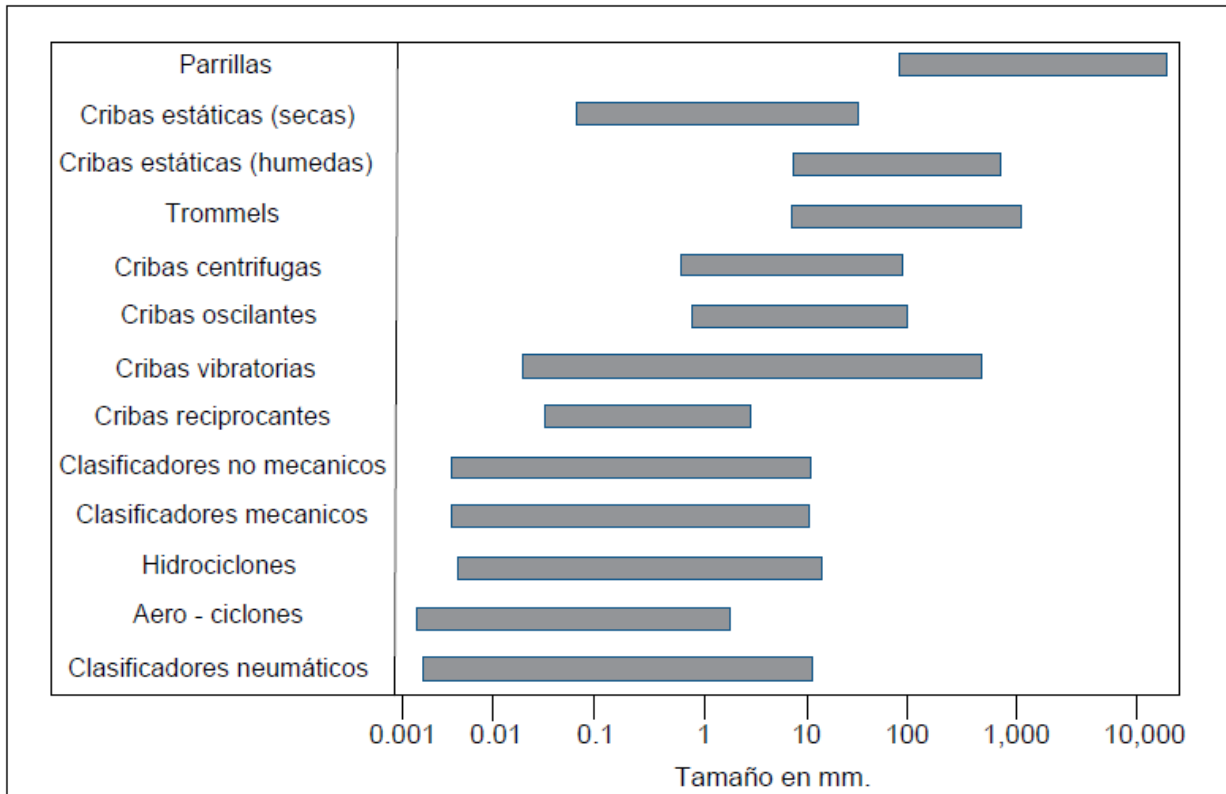
Los clasificadores se agrupan en función del fluido este puede ser aire o agua. Los clasificadores que dependen de agua incluyen clasificadores no mecánicos y mecánicos, en otro grupo se encuentran los clasificadores neumáticos.

Wills y Finch (2016) agrupan a los equipos de clasificación por el campo de fuerza que se aplica al equipo, esta puede ser gravitacional o centrífuga. Los equipos de clasificación de lecho fluidizado o gravitacionales son pocos utilizados en las plantas por su baja eficiencia en partícula menores a  $70 \mu m$  y no garantizan una descarga continua.

Los clasificadores de lecho fluidizado como los clasificadores de cono, depósitos de deslamado y clasificadores de lavado, son utilizados para la separación de partículas gruesas. Estos equipos son simples de operar y no requieren una alta potencia, pero sus costos de capital, capacidad, tamaño y peso de la unidad hacen que la industria minera sea dominada por hidrociclones y cribas (Mankosa et al., 2019).

Como los hidrociclones y cribas se utilizan ampliamente en la industria se abordara su diseño en los siguientes capítulos, además de los conceptos básicos de los clasificadores mecánicos los cuales resultan eficientes para algunas operaciones (Mankosa et al., 2019).

Los equipos de separación de tamaños son utilizados en función de la granulometría del material que se alimentara, en la Figura 3.11-1 se muestran los rangos bajo los cuales pueden trabajar cada equipo. Este primer criterio permite seleccionar el equipo a utilizar para una operación determinada, en general los equipos de cribado se utilizan para separar materiales gruesos y clasificadores para finos.



**Figura 3. 11-1** Rango de efectividad para diferentes equipos de separación por tamaños. Adaptado de Fuerstenau y Han (2003).

### 3.11.1 CRIBADO

Burroughs (1991) plantea que durante las operaciones de trituración y molienda es necesario que en cada etapa se separe el material en función del tamaño de partícula. Esto se realiza por los siguientes propósitos:

- Clasificar las partículas en tamaños específicos.
- Eliminar gruesos o finos del resto de mineral procesado.
- Lograr un producto que cumpla con el tamaño deseado para la operación.
- Obtener una alimentación con un tamaño correcto para los procesos aguas abajo.
- Retener medios de molienda dentro de los molinos.
- Retirar humedad de una pulpa siempre que las partículas tengan el tamaño de arenas.
- Eliminación de material ajeno a la pulpa.

El cribado generalmente se realiza en seco, pero también se puede realizar en húmedo. El cribado se utiliza para la separación de tamaños que van de 300  $\mu m$  hasta aproximadamente 40  $\mu m$  aunque la eficiencia del cribado disminuye con la finura del material (Wills y Finch, 2016, p. 181).

Subba (2011) afirma que el cribado en seco se puede realizar en partículas hasta de 10 mallas obteniendo una eficiencia razonable. El cribado en húmedo generalmente se aplica a un tamaño de 30 mallas y en cribas especializadas como los equipos Sieve Bend es posible el cribado de partículas con un tamaño de 50  $\mu m$ .

Matthews (1985) define al proceso de cribado como “un proceso mecánico que logra una separación de partículas en función del tamaño. Las partículas de varios tamaños se alimentan en la superficie de la criba; de esta forma el material que pasa a través de la abertura de la superficie de cribado se llama tamaño inferior o finos, mientras que el material retenido en la superficie de la criba recibe el nombre de gruesos o sobretamaño” (p. 3E -1). El flujo del material fino o producto de la criba se le denomina “underflow” y el flujo del material grueso se denomina “overflow” técnicamente.

Las cribas son equipos con superficies de cribado utilizados para clasificar los materiales. La superficie de cribado es el medio físico que contiene las aberturas para el paso del material de menor tamaño, por lo regular las aberturas varían desde 0.005 in. hasta tamaños de 8 a 10 in. (Matthews, 1985, p. 3E-2).

Flintoff et. al (2019) mencionan que la separación de partículas en función de su tamaño tiene un enfoque técnico en el diseño de la planta para el control y optimización en los circuitos de trituración y molienda.

En la industria minera, existen diversos tipos de cribas; la elección depende de los requerimientos del proceso, rango de tamaños del material, capacidad deseada y eficiencia que demanda el circuito. Las cribas industriales se clasifican por su modo de operación o tipo de movimientos de acuerdo con Matthews (1985) quien propone la siguiente clasificación, ver Tabla 3.11-1.

Las cribas industriales se apoyan de equipos auxiliares como alimentadores, bombas, tuberías, bandas transportadoras, sistemas de recolección de polvo para su correcto funcionamiento (Mular, 2003).

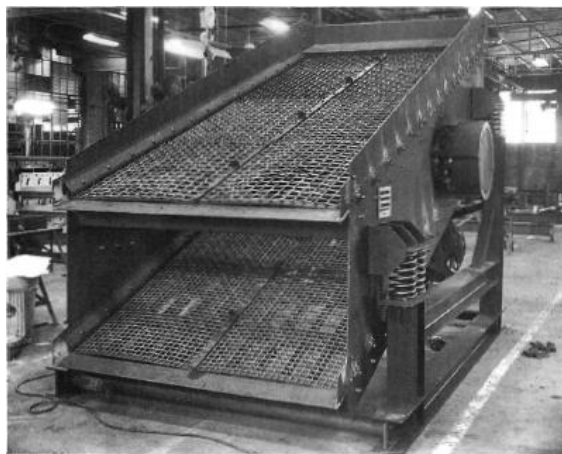
Wills y Finch (2016) mencionan que las cribas vibratorias son los equipos más importantes y versátiles para en el procesamiento de minerales. Resulta importante conocer cada una de los tipos de criba con el objetivo de comprender su aplicación en diferentes operaciones.

**Tabla 3. 11-1**  
Clasificación de las cribas propuesto por Matthews.

<b>Clase de criba</b>	<b>Características</b>	<b>Aplicaciones</b>
<b>Estacionarias</b>	Llamadas parrillas su construcción es con barras de acero; el transporte se da por gravedad.	Depuración del material en la alimentación de trituradoras primarias
<b>Móviles</b>	Son cribas con movimiento lineal o rotatorio.	Depuración del material grueso provenientes de una instalación de almacenamiento.
<b>Vibratorias horizontales</b>	Superficie de cribado horizontal y rectangular, la vibración permite el transporte del material.	Tiene una gran aplicación para tamaños hasta de 200 $\mu\text{m}$ .
<b>Vibratorias inclinadas</b>	Superficie de cribado rectangular e inclinada que permite que fluya el material con ayuda de las vibraciones.	Alta capacidad y una gran aplicación para tamaños hasta de 200 $\mu\text{m}$ .
<b>Sacudidoras (oscilante)</b>	Tiene un movimiento lineal lento, por lo general se encuentran ligeramente inclinadas . Trabajan con velocidades de 30 - 200 rpm.	Maneja materiales con un tamaño menores a 0.5 pulgadas y mayores a 60 mallas.
<b>Sacudidoras (reciprocante)</b>		Utilizado para operaciones de transporte para grandes capacidades.
<b>Alta velocidad</b>	Alcanzan velocidades hasta de 3000 rpm	Cribados de finos y ultra finos (menores 425 $\mu\text{m}$ ).
<b>Sieve Bend</b>	Superficie curva con un ángulo hasta de 50°, normalmente la alimentación es húmeda.	Tiene una capacidad relativamente alta, permite clasificar tamaño que van de 2 milímetros hasta 10 mallas.
<b>Giratorias (Trommel)</b>	Llamados de tambor giratorio, se encuentra ligeramente inclinados y tiene una velocidad de 15 - 20 rpm.	Utilizados para la recuperación de medios de molienda, trabaja con un tamaños de 60 a 10 mm.
<b>Centrifugas</b>	Cribas instaladas verticalmente, la rotación hace que el medios se centrifuge a través de la criba cilíndrica.	Puede operar en un medio húmedo o seco con un rango de tamaños menores a 0.5 pulgadas y mayores a 35 mallas.

Adaptado de Matthews (1985).

**Cribas vibratorias.** Estos equipos tienen una superficie de cribado rectangular, que le permite una gran capacidad. Por lo regular realizan la separación de tamaños de 300 mm hasta 45  $\mu\text{m}$ . Las cribas vibratorias se pueden construir con una o más superficies de cribado paralelas en diferentes niveles “camas”, ver Figura 3.11-2 Permitiendo producir diferentes separaciones de tamaño utilizando una sola criba (Wills y Finch, 2016).



**Figura 3. 11-2** Criba vibratoria de dos camas. Tomado de Wills y Finch (2016).

Estas cribas vibran en promedio a una frecuencia de 1,000 a 3,000 vibraciones por minuto y son instaladas con un ángulo de 15° a 28° respecto a la horizontal permitiendo el flujo del material a lo largo de la criba. Dicha vibración evita la obstrucción de las aberturas de la superficie de cribado.

La vibración puede ser vertical, circular o elíptica que es inducida mecánicamente por la rotación de pesas o volantes unidos a un eje de transmisión. La dirección de la rotación puede ser contraflujo o en dirección del flujo. Su principal aplicación está en los circuitos de trituración donde se utilizan para el manejo de material con una granulometría que va de 25 cm hasta 5 mm. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10](#) se muestran las características de equipos de cribado de Thyssenkrupp ([Material 1](#)), Terex ([Material 2](#)), Telsmith ([Material 3](#)), Sepro ([Material 4](#)), Sandvik ([Material 5](#)), Enduron ([Material 6](#)), Meka ([Material 7](#)), Sinfonia ([Material 16](#)) y Telsmit Vibrating Equipment ([Material 15](#)).

**Parrillas Estáticas.** Este tipo de cribas operan en planos horizontales o en un ligero plano inclinado. La inclinación de la superficie de cribado ayuda al transporte del material, por lo regular al tener una mayor inclinación se tienen mayores rendimientos, pero la calidad de la separación decae dependiendo del área de la parrilla y el área abierta de su superficie. Estos equipos tienen la menor probabilidad de que una partícula de cierto tamaño pase por la abertura.

Tienen la misma construcción que las parrillas vibratorias con la excepción que estas no cuentan con ningún mecanismo de vibración, por lo regular son utilizadas para la depuración de las partículas de gran tamaño alimentado directo de mina. Con el objetivo de permitir el flujo del mineral proveniente de mina se instala con inclinaciones de 35° a 50°. Por lo regular el material de gran tamaño es reducido de tamaño con ayuda de un rotomartillo para asegurar la alimentación de partículas que la trituración primaria sea capaz de reducir el tamaño. Meka Crushing & Screening presenta una línea de parrillas estáticas [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 7 y Material 13](#).



**Parrillas Vibratorias.** Es utilizado para depurar el material grueso, consisten en una serie de barras gruesas de acero paralelas colocadas en un bastidor formando una parrilla unida a una máquina de vibración. Estas unidades pueden ser montadas horizontalmente o inclinadas con capas escalonadas con diferentes separaciones (ver, Figura 3.11-3).

El uso más común de estas parrillas es el procesamiento de minerales para clasificar el material directo de mina. Las cribas pueden manejar un tamaño de partícula de 20 mm hasta 300 mm llegando en ocasiones aun tamaño máximo hasta de 1 metro. Comúnmente tienen una inclinación alrededor de 20° respecto a la horizontal para mantener un flujo del material llegando a capacidades de 5,000 toneladas métricas por hora más características se pueden mostrar en el catálogo de Sandvik ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 5](#)).



**Figura 3. 11-3** Criba vibratoria de tres escalones. Tomado de Metso ([Mining Screens](#)).

**Cribas D.S.M.** También conocidas como Sieve Bend son cribas con una superficie de cribado curvo compuesto de barras horizontales, la superficie de cribado se instala con una pendiente de 45° y 60 °. La pulpa se alimenta tangencialmente a la cara superior de la criba, causando que este fluya hacia abajo de la superficie en dirección perpendicular a las aberturas de la superficie, ver Figura 3.11-4. Estos equipos son utilizados para la deshidratación y cribado fino permitiendo la posibilidad de la separación de partículas con un tamaño de 12 mm hasta 50 $\mu$ m. Estos equipos son utilizados para drenar agua del material al cribar (Wills y Finch, 2016).

Stavenger (1985) menciona que estos equipos tienen una alta capacidad gracias a su superficie de cribado cóncava y cámaras de recolección para finos y gruesos. Normalmente se utilizan para la clasificación de partículas con un tamaño de 100  $\mu$ m hasta 12,000  $\mu$ m encontrando su mayor eficiencia entre los tamaños de 200  $\mu$ m a 3,000  $\mu$ m.

La curva de la criba ayuda a que la pulpa se adhiera a la superficie mediante la fuerza centrífuga. La tensión superficial del fluido contribuye al flujo de la pulpa contra la superficie de la criba. La presión que se ejerce contra criba depende del espesor de la criba en cualquier punto en función de la densidad de la alimentación y ángulo que forma el centro de la criba con la horizontal, en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 12 y Material 8](#) se muestran las características de las trituradoras Sieve Bend de Tema Isenmann y Denver.



**Figura 3. 11-4** Criba Sieve Bend en operación. Tomado de Wills y Finch (2016).

### **Cribas horizontales vibratorias.**

Estas cribas tienen una superficie de cribado horizontal o casi horizontal (Figura 3.11-5). La vibración de estos equipos puede ser lineal o elíptica que se produce por un doble o tripe eje. Estos equipos tienen una menor capacidad que las cribas inclinadas debido a que la gravedad no ayuda al transporte del material a lo largo de la criba. La aplicación de estos equipos se da en operaciones donde la separación del tamaño de partículas es crítica y en los circuitos de separación en un medio denso (DMS).



**Figura 3. 11-5** Criba horizontal vibratoria. Tomado de Wills y Finch (2016).

En el mercado se pueden encontrar cribas horizontales vibratorias en la Serie ES de Terex, Sandvik con la Serie LF y Enduron (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 2, Material 5 y Material 6).

**Cribas de resonancia.** Es una criba horizontal que consiste en un marco conectado por amortiguadores de goma aun eje equilibrado dinámicamente, teniendo una frecuencia de resonancia natural igual a las cribas vibratorias. El movimiento de la criba se transmite al eje balanceado el cual está apoyado en unos cojinetes. El movimiento de la superficie de cribado se establece por las vibraciones de resonancia teniendo mínimas pérdidas de energía.

**Cribas de deshidratación vibratorias.** Estos equipos reciben una pulpa y drena el agua. Las cribas de drenaje se instalan con una inclinación ligera de 5° a 7° hacia arriba con una placa vertical o inclinada a 45° para garantizar que el agua no fluya hacía el producto, durante el proceso de cribado las partículas gruesas crean un lecho que retiene las partículas finas logrando una mayor eficiencia (Figura 3.11-6).

De acuerdo con Yell (2017) estas cribas resultan efectivas para la separación de partículas con un tamaño de 300  $\mu m$  o más, siempre y cuando la alimentación tenga un bajo porcentaje de partículas menores a 300  $\mu m$ . Resulta importante que la alimentación de la pulpa tenga un 60 % de sólidos en peso para producir una torta con una humedad de 20 % al 25 %, dependiendo de la distribución del tamaño de partícula. Cuanto más finos se tienen en la alimentación, mayor es el contenido de humedad de la torta de filtrado. Al tener un mayor porcentaje de finos, los vacíos entre las partículas disminuyen y cambia la tensión superficial de la torta quedando el agua atrapada. Derrick ofrece diversos modelos para estas tareas de deshidratación, ver [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 9](#).

Estos equipos tienen el objetivo de obtener una torta lo suficiente seca como para ser transportada, si la torta se encuentra seca se puede recuperar la mayor cantidad de agua para su reutilización y reducir costos operativos (Yell, 2017).



**Figura 3. 11-6** Criba de deshidratación vibratoria. Tomado de Derrick Corporation (2015).

**Cribas Banana.** Estas cribas reciben su nombre debido a la forma general de la superficie de cribado vistas en perfil (ver, Figura 3.11-7). El ángulo de la criba es bastante grande en el extremo de alimentación, luego disminuye llegando a una superficie de cribado casi horizontal en el extremo de la descarga (Beerkircher, 1997).

Wills y Finch (2016) mencionan que estas cribas resultan populares en aplicaciones donde es necesaria la separación de grandes tonelajes donde la eficiencia y capacidad son importantes. Generalmente la superficie de cribado tiene una inclinación de  $40^\circ - 30^\circ$  en la zona de alimentación y a lo largo de la criba se va reduciendo progresivamente de  $3.5 - 5^\circ$  llegando a una pendiente en la zona del producto que va de  $0^\circ - 15^\circ$ . Actualmente la superficie de cribado cambia de ángulo cada 3 o 4 ft para permitir el flujo del material, estas cribas tienen una vibración lineal.

La sección inclinada de la criba permite que el material fluya rápidamente en la alimentación clasificando el mayor porcentaje de finos, hacia el extremo de descarga la pendiente disminuye al igual que la velocidad permitiendo que se forme una capa delgada de material a separar obteniendo una mayor capacidad y menos tiempo en la separación. De acuerdo con Beerkircher (1997) estas cribas tienen una capacidad hasta de tres o cuatro veces mayor que las cribas vibratorias. Enduron es uno de los principales proveedores de Banana Screen, las características de estos equipos se muestran en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 6.](#)

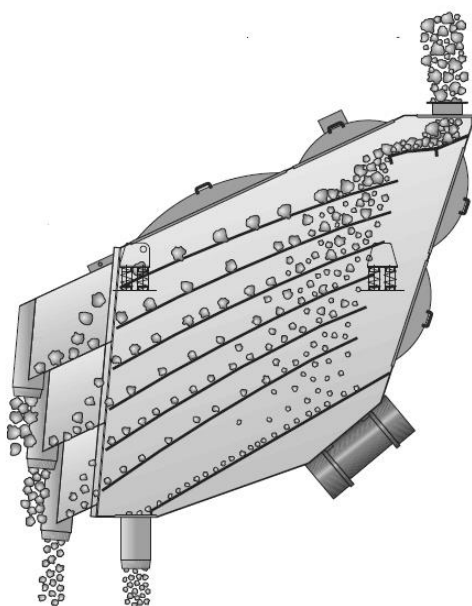


**Figura 3. 11-7** Criba tipo banana. Tomado de Wills y Finch (2016).

**Cribas modulares.** Conocidas también como OmniScreen, esta criba consta de dos o más módulos de superficie de cribado independientes dispuestos en serie con el objetivo de otorgar una criba con mayor longitud a partir de la unión de una serie de cribas más pequeñas. La ventaja de este arreglo es la capacidad de la configurar de cada módulo con una inclinación, superficie de cribador, tipo de vibración y frecuencia independiente a las demás. Esta condición permite optimizar el rendimiento de cada criba individual ajustándolas a las necesidades de la operación.

**Cribas Mogensen Sizer.** Jackson (1984) afirma que estos equipos funcionan bajo el principio que existe una probabilidad definida y cuantificable que una partícula pase a través de una abertura oscilante mayor al diámetro de esa partícula.

Los equipos Mogensen Sizer constan de un sistema de cribas oscilantes inclinadas, montadas con aberturas decrecientes llegando en algunas ocasiones a tener hasta seis camas, esta posición permite que partículas más finas que las aberturas de la primera cama pasen rápidamente a la siguiente cama mientras que las partículas gruesas son rechazadas en la parte superior. Esta operación permite que en cada cama se procesen múltiples partículas al mismo tiempo, permitiendo una alta capacidad en un menor espacio de instalación (Figura 3.11-8). La característica de este tipo de cribas se muestra en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 10](#).



**Figura 3. 11-8** Unidad Mogensen Sizer. Tomado de MOGENSEN Alligaier-Group (2014).

**Cribas Stack Sizer.** Conocidas como cribas de alta frecuencia, este equipo resulta una opción para la separación de partículas finas, su funcionamiento se basa en movimientos de una amplitud baja pero a alta frecuencia. Clark (2007) señala que esta tecnología separa partículas con tamaños que van de 6.3 mm hasta de 75  $\mu\text{m}$  (200 mallas). Actualmente estos equipos son fabricados por Derrick ([Material Digital: Carpeta 2. – 2.10 Cribado – Material 9](#)).

Las cribas Stack Sizer tienen una configuración hasta de cinco camas y cada cama consta de dos secciones de 48 pulgadas y 30 pulgadas de largo separadas por canales que distribuyen la alimentación permitiendo que opere en paralelo, ver Figura 3.11-9. La pulpa con un 20 % de sólidos en peso es alimentada a lo largo de las camas creando una capa delgada de partículas para garantizar la separación de las partículas de menor tamaño (Bise, 2013).



**Figura 3. 11-9** Unidad Stack Sizer. Tomado de Bise (2013).

Wills y Finch (2016) indican que el diseño “apilado” de estos equipos les permite una alta capacidad en un reducido espacio. Por ejemplo, para una abertura de 0.0075 mm se tiene una capacidad hasta de 20 toneladas cortas por hora.

Rogers y Brame (1985) realizaron un estudio en una planta piloto comparando la eficiencia de las cribas de alta frecuencia y los hidrociclones, concluyendo que las cribas de alta frecuencia podrían ser una alternativa viable para sustituir a los hidrociclones en la clasificación de finos en circuitos cerrados de una molienda húmeda. De esta forma el cribado sería una opción para la clasificación otorgando una reducción en los costos totales de molienda (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 17).

Actualmente es una realidad la implementación de cribas de alta frecuencia sustituyendo las operaciones de clasificación con hidrociclones. Wheeler y Packer (2011) mencionan que el aumento del costo energía y el alza en el precio de los metales obligan a tener una mejor clasificación en los circuitos de molienda mediante el uso de cribas de alta frecuencia. De acuerdo a su artículo “Increasing Capacity and Efficiency of Grinding Circuits with High Frequency Screens” (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 18). El reemplazo de hidrociclones por cribas de alta frecuencia como la criba Stack Sizer ha demostrado importantes beneficios metalúrgicos y económicos, los cuales incluyen mayores niveles de producción y un menor consumo de energía por tonelada tratada. Esto se logra mediante la reducción de la carga circulante de los circuitos de molienda, mejorando la eficiencia de los circuitos de flotación.

Un ejemplo es el proyecto de la Compañía Minera Condestable en Perú “Estas cribas de alta frecuencia ha permitido que la carga circulante se reduzca de 204 % utilizando hidrociclones a solo 96 % utilizando estos equipos, además de obtener una eficiencia en la clasificación del 85 % llegando a un aumento del 17 % en las toneladas procesadas en los circuitos de molienda. Mostrando datos concretos la inversión de estas cribas de alta frecuencia resultó una inversión de US \$ 300,000 otorgando como ganancia por el aumento de 17 % en la producción el total de US \$ 2,630,000 anuales, lo que se traduce en un periodo de retorno de la inversión en 1.4 meses (Wheeler y Packer, 2011, pp. 212-213).

Actualmente estas cribas han sido utilizadas en operaciones de diversos minerales en todo el mundo como los son minerales metálicos ferrosos y no ferrosos, arenas de sílice, arcillas de caolín, feldespatos, granates, escorias de aluminio, potasa, carbón, tántalo, niobio y tierras raras. Permitiendo una mayor eficiencia en los circuitos de concentración gravimétrica y en la flotación de minerales (Clark, 2007, pp. 414).

**Trommel.** Es una superficie de cribado cilíndrica, estos son soportados desde un eje giratorio central. El material es alimentado al interior del cilindro; de tal modo que el material grueso se mantiene a lo largo de la unidad donde se utilizan una serie de placas para transportar el material y los finos pasa a través de las aberturas de la malla de la criba. Comúnmente la superficie de cribado se encuentra inclinada aproximadamente a 5° respecto a la horizontal desde el extremo de alimentación para facilitar el flujo del material y rota a una velocidad crítica entre 35 % y 45 %.

Los trommels pueden manejar partículas de un tamaño que va desde 10 mm hasta 60 mm, en algunos casos se puede separar tamaños más pequeños en un cribado húmedo. Estos equipos son utilizados en diferentes operaciones desde la separación de agregados pétreos y el cribado en la descarga de molinos AG, SAG, barras y bolas.

En el año 2001 Particle Separation Systems introdujo en el mercado los Rotaspiral ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 11](#)), es un equipo similar a un trommel diseñado para un cribado fino utilizando diferentes superficies de cribado que permiten la clasificación de partículas que van de:

- 80  $\mu m$  a 10 mm.
- 500  $\mu m$  a 5 mm.
- 500  $\mu m$  a 10 mm.
- 500  $\mu m$  a 5 mm.

En su estructura el tambor contiene un tornillo interno permite mover el material a través de la criba, además se encuentra equipado con aspersores de agua que permiten limpiar la superficie de la criba.

**Cribas de rodillos.** Estos equipos fueron desarrollados para el cribado en seco, cuando el material tiene un tamaño menor a 25 mm aproximadamente puede ser problemático su separación debido a que las partículas pueden obstruir la superficie de cribado, más cuando se trata de un material húmedo.

Las cribas de rodillos son una alternativa para el manejo de material húmedo y eliminar el problema de la obstrucción de la criba. Estos equipos están contruidos por una serie de rodillos o discos en paralelo; los cuales transportan los gruesos mientras que permiten que los finos caigan a través del espacio entre rodillos (Figura 3.11-10). La separación en estos equipos no es tan precisa como en las cribas convencionales, pero han demostrado que funcionan bien para aplicaciones de cribado en seco. Estos equipos permiten la clasificación de partículas que van desde 20 mm hasta 15 mm aproximadamente.

Algunas de las ventajas de la implementación de estos equipos es la alta capacidad, bajos niveles de ruido, poco espacio para su instalación, el material no se somete a impactos y permiten el manejo de materiales arcillosos.

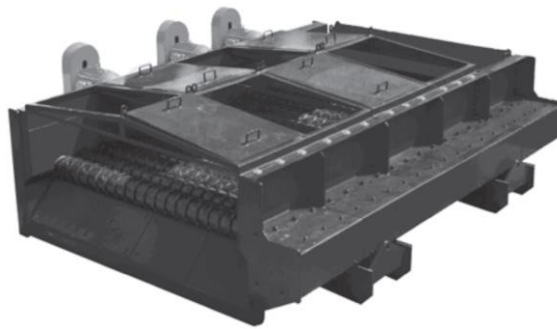


Figura 3. 11-10 Cribas de rodillos. Tomado de Bise (2013).

**Cribas de flujo invertido.** El diseño de las cribas de flujo invertido se basa en paneles elásticos de poliuretano, que se tensan y relajan alternativamente hasta 600 veces por minuto. En la fase de tensión final, los paneles de la criba se estiran, cambiando la superficie de la criba y el tamaño de las aberturas; por lo tanto, se liberan particular adheridas a la criba.

Mathewson et al. (2006) señalan que estos equipos permiten el cribado de materiales húmedos/ pegajosos que no puede ser tratadas con las cribas convencionales. Una gran aplicación de estas cribas, se ha utilizado particularmente en la clasificación de materiales secos debido a la combinación de una temperatura ambiente y una humedad alta cambiando sus características.

Wills y Finch (2016) mencionan que estas cribas se utilizan para la separación de tamaños que van de 0.5 hasta 500 mm. Encontrando su máxima aplicación es la industria del carbón al igual que las cribas de rodillos.

**Cribas centrifugas.** Estos equipos imparten un movimiento giratorio y vertical; encontrando una gran aplicación en el cribado de finos en húmedo o seco permitiendo la separación de partículas con un tamaño hasta de 40  $\mu\text{m}$ . Su construcción consiste en varios tamices al redor de un diámetro de 2.7 m creando un cilindro apoyado en una mesa que se monta sobre resortes. Regularmente las cribas se montan alrededor una circunferencia y se configuran para producir lotes de múltiples tamaños, ver Figura 3.11- 11. Estos tipos de cribas se utilizan para aplicaciones de baja capacidad.



Figura 3. 11-11 Cribas centrifugas. Tomado de Wills y Finch (2016).



**Cribas lineales.** Son utilizadas para eliminar astillas de madera y fibras de la pulpa que se alimentan a circuitos CIP. El equipo consta de una tela de monofilamentos sintéticos que funge como una superficie de cribado apoyada en rodillos y accionada por una polea acoplada a una unidad de accionamiento de velocidad variable. La operación del equipo se puede dar en tamaños de partícula hasta de  $500 \mu m$ .

Los finos se drenan a través de la tela por gravedad y se recolectan en la parte inferior. El material grueso se retiene en la tela. Como la pantalla no vibra, las pantallas lineales son silenciosas y el consumo de energía es menor que las cribas vibratorias.

**Cribas Pansep.** Tienen una operación similar a las cribas lineales, este equipo se compone de una plataforma dividida en una serie de bandejas que se mueven como una banda transportadora. Cada bandeja tiene una malla de alambre tensada lo cual le permite realizar la separación de finos y gruesos, permitiendo la clasificación de tamaños de  $45 - 600 \mu m$ .

Considerando un modelo simplificado de una criba vibratoria. El material se alimenta en un extremo de la superficie de cribado, el movimiento del lecho de partículas debe ser lo suficiente para exponer todas las partículas a la superficie de cribado varias veces durante el recorrido del material desde el extremo de alimentación hasta el extremo de descarga. A medida que la partícula se acerca a la superficie de la criba, pueden entrar en contacto solo con la placa o pasar completamente a través de la abertura de la criba (Matthews, 1985, pp. 3E-2).

Matthews (1985) menciona que el tamaño de la partícula es relativamente pequeño en comparación con las aberturas, existe una alta probabilidad de que pase a través de una de ellas antes de que lleguen al final de la superficie de cribado. Por lo contrario, cuando la partícula es relativamente grande o con un tamaño aproximado al de las aberturas, existe una gran probabilidad de que recorra toda la criba y sea rechazada.

Wills y Finch (2016) mencionan que deben de usarse velocidades de alimentación altas, lo cual reduce el tiempo de permanencia de la partícula sobre la criba. Produciendo una capa gruesa de material a través de la cual las partículas finas deben viajar hasta la superficie de cribado. La probabilidad de que una partícula pase por la superficie de cribado es el número de veces que una partícula golpe la criba buscando su paso a través de las aberturas.

Otra variable importante durante el proceso de cribado es la velocidad con la cual vibra la superficie de cribado porque induce a la segregación del material permitiendo que los finos pasen a través del lecho de partículas. Es importante considerar que las partículas no son esféricas, entonces el ángulo de inclinación de la criba otorga una sección transversal de la abertura aumentada que otorga una mayor probabilidad de que atraviesen la superficie de cribado.

Wills y Finch (2016) definen que la oportunidad de que las partículas pasen por las aberturas es proporcional al porcentaje de área abierta, la cual se define como la relación del área neta de las aberturas al área total de la superficie de cribado. El área abierta disminuye con la finura de las aberturas, para aumentar el área es necesario utilizar alambres más delgados lo cual hace a la superficie de cribado sea frágil.

Subba (2016) clasifica los factores que afectan a la acción de cribado en dos categorías en primer lugar las características de las partículas y segundo a las características del equipo de cribado. Estos factores son:

Características de las partículas.

- Densidad aparente del material.
- Tamaño y granulometría de la alimentación.
- Tamaño de la partícula en relación con las aberturas.
- Forma de la partícula.
- Presencia de material arcilloso.
- Contenido de humedad.

Factores propios del equipo

- Tamaño de la abertura.
- Forma de la abertura.
- Tamaño de la superficie de cribado.
- Porcentaje del área abierta.
- Método en que se alimenta.
- Velocidad de alimentación.
- Velocidad a la que la partícula se acerca a la superficie de cribado.
- Espesor de la capa de material en la superficie de cribado.
- Tipo de cribado.
- Tipo de movimiento de la criba.
- Inclinación de la superficie de cribado.
- Diseño mecánico para soportar la superficie de cribado.

El cribado se puede realizar con alimentaciones húmedas o secas, la separación de partículas gruesas (mayores a 5 mm) generalmente se realiza en seco siempre que sea posible. El cribado en húmedo se utiliza con partículas finas donde el material sólido se encuentra en una pulpa, lo que facilita su transporte y procesamiento. Tomando en cuenta esto se habla que existen muchas similitudes entre el cribado en húmedo y en seco, actualmente una de las tendencias es el suministro de agua adicional mediante aspersores con el objetivo de enjuagar el material a través de la superficie de cribado para separar los finos.

Valine y Wennen (2002) indican la descripción de los factores que afectan al cribado húmedo:

**1. Velocidad de alimentación.** La capacidad de una máquina de cribado se define como la velocidad de alimentación óptima para cumplir con las especificaciones deseadas en el producto. Normalmente se expresa en toneladas por hora y es uno de los factores más críticos en el rendimiento de las cribas. La capacidad de una criba determina el número de equipos necesarios para la separación de partículas en función de la capacidad de los equipos de trituración y molienda. Sobrealimentar una criba da como resultado una incorrecta dirección de las partículas haciendo deficiente la clasificación, otorgando un flujo menor de los finos, así como una disminución en la vida útil de la superficie de cribado.

La capacidad de una criba se determina mediante pruebas a escala para optimizar todos los factores que afectan el rendimiento de la criba.

**2. Densidad de la alimentación.** En el proceso de cribado el flujo de las partículas que pasan a través de las aberturas de la superficie de cribado, puede afectar la eficiencia de la criba si el volumen de dicho flujo no es el óptimo. La eficiencia de separación aumenta con la disminución de la densidad de alimentación. Mediante diversas pruebas, se ha encontrado que una densidad de alimentación que permite el mayor rendimiento de los equipos es de 20 % de sólidos por volumen, independientemente de la gravedad específica. Para maximizar la eficiencia de la alimentación de la pulpa puede estar en el rango de 10 % a 15% de sólidos por volumen.

**3. Granulometría.** La distribución de tamaños de la alimentación afecta directamente a la capacidad y rendimiento de la criba. Durante el proceso de cribado las partículas de gran tamaño son transportadas a lo largo de la superficie de cribado disminuyendo el área efectiva, por ende, se disminuye la capacidad.

Otro factor importante es la cantidad de partículas cercanas al tamaño de las aberturas de la criba. Estas partículas evitan que las partículas pequeñas puedan a travesar la superficie de cribado con facilidad, llegando al caso de obstruir las aberturas. Haciendo importante la correcta selección de la superficie de cribado.

**4. Abertura y área abierta.** Cuanto mayor es la abertura, mayor es la capacidad del equipo. Por el contrario a medida que disminuye el tamaño de la separación deseada, también lo hace la capacidad.

Wheeler y Packer (2011) ejemplificaron “Suponiendo que mediante diversas pruebas se determinó que la capacidad de una criba es de 100 tph con una abertura de 250  $\mu\text{m}$ . La capacidad del equipo puede disminuir del 20 al 40 % con una abertura de 150  $\mu\text{m}$ ” pp. 919.

El área abierta de la superficie de cribado también afecta la capacidad. Se puede pensar que, para aumentar la vida útil de la superficie de cribado, puede resultar conveniente utilizar un enmallado más robusto con un área abierta reducida. Sin embargo, esto resultaría en una menor capacidad del equipo, por lo tanto, se debe sacrificar la vida útil de la superficie de cribado en algunas operaciones.

**5. Ancho de la criba.** Se ha demostrado que el ancho de las cribas es un parámetro necesario para maximizar la capacidad y eficiencia en aplicaciones de cribado en húmedo. El ancho de la criba permite que la pulpa se distribuya formando una capa delgada permitiendo que las partículas finas tengan un corto trayecto hasta la superficie de cribado como lo demuestran las cribas de alta frecuencia.

### 3.11.1.1 EFICIENCIA DE CRIBADO

Subba (2016) indica que el balance de masa es un método para analizar la eficiencia de una criba. Cuando el material que contiene diferentes tamaños de partículas se alimenta a una criba, la criba separa el material en dos fracciones como overflow y underflow. El balance de masa para el material total alimentado a la criba es:

$$F = O + U \quad (3.11.1)$$

Donde:

*F*: Caudal másico de material alimentado a la criba, t/h.

*O*: Caudal másico del producto gruesos (corriente de gruesos o overflow).

*U*: Caudal de másico del producto fino (flujo de finos o underflow), ver Figura 3.11-12.

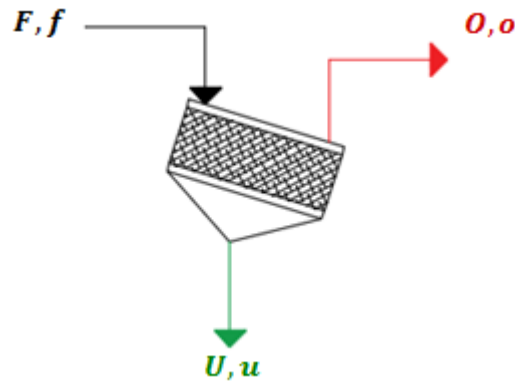


Figura 3. 11-12 Balance de masa en una criba.

La alimentación, el overflow y underflow contienen diferentes tamaños de partículas. Donde  $f, o$  y  $u$  son la fracción o porcentaje en peso retenido para cada tamaño de partícula en cada corriente. Estos valores se determinan mediante el análisis en un tamiz con una muestra representativa de cada corriente en una criba en el laboratorio para un tamaño de partícula específico. La ecuación de equilibrio de masas para partículas de un tamaño específico es:

$$Ff = Oo + Uu \quad (3.11.2)$$

$f, o$  y  $u$  también puede representar alguna condición en las partículas del mineral.

Una de las aplicaciones del balance de masa en las operaciones de cribado se muestra en los siguientes ejemplos.

### Ejemplo 3.11.1

El carbón de la planta de trituración contiene 80 % en peso de material finos. Para eliminar estos finos, se alimentan 250 tph en una criba con un tamaño de corte de 1.8 mm. Durante el primer turno se muestrea y analizan el producto grueso y fino. Se encuentra que partículas con un tamaño  $> 1.8$  mm ( $+ 1.8$  mm) en el overflow es del 40 % y en el underflow es del 10 %. Estimar el tonelaje de finos en el underflow y el tonelaje de finos que quedan en el overflow.

### Solución

Fracción de partículas  $> 1.8$  mm en la alimentación  $f = 1 - 0.8 = 0.2$

Fracción de partículas  $> 1.8$  mm en el overflow  $o = 0.4$

Fracción de partículas  $> 1.8$  mm en el underflow  $u = 0.1$

Material alimentado a la criba 250 tph.

Balance de masa total es:

$$F = P + U$$

Balance de masa para un tamaño  $> 1.8$  mm es:

$$Ff = Oo + Uu$$

Sustituyendo:

$$250 = O + U$$

$$250 (0.2) = O(0.4) + U(0.1)$$

Resolviendo las ecuaciones anteriores:

$$U = 166.67 \text{ Toneladas por hora}$$

Tonelaje de finos con un tamaño - 1.8 mm (menores a 1.8 mm) en el underflow:

$$U(1 - u) = 166.67 (1.0 - 0.1) = 150 \text{ t/h}$$

Tonelaje en el overflow es:

$$F - U = 250 - 166.67 = 83.33 \text{ t/h}$$

Por lo tanto, el tonelaje de partículas -1.88 mm en el overflow es:

$$O(1 - o) = 83.33 (1.0 - 0.4) = 50 \text{ t/h}$$

### Ejemplo 3.11.2

Se procesan 1,000 tpd en una planta de trituración, el análisis del mineral proveniente de mina indica un porcentaje de hierro del 60 % que se separa en fracciones gruesas y finas. La cantidad de finos es de 400 tpd. El contenido de hierro presente en los finos se estima en 200 tpd. ¿Cuánto es el porcentaje de hierro en la fracción de los gruesos?

#### Solución.

Toneladas de alimentadas de mineral de hierro  $F = 1,000$  tpd

Toneladas de finos separados  $U = 400$  tpd

Contenido de hierro en los finos es de 200 tpd.

Tonelaje de gruesos producido en el cribado  $P = 1,000 - 400 = 600$  tpd

Contenido de hierro en la alimentación es  $F \times f = 1,000 \times 0.6 = 600$  tpd

Contenido de hierro en los finos es  $U \times u = 200$  tpd

Entonces:

El contenido de hierro en los gruesos es:  $600 - 200 = 400$  tpd

% Fe en los gruesos es:

$$\frac{\text{Toneladas de Fe en la gruesos}}{\text{Toneladas de Fe en los finos}} (100) = \frac{400}{600} (100) = 66.67 \%$$

Subba (2016) indica que la eficiencia de cribado y la capacidad de la criba dependen de la velocidad de separación. Pero la eficiencia y la capacidad son opuestas entre sí, la capacidad puede aumentar sacrificando la eficiencia de cribado.

Gupta y Yan (2016) mencionan que la alimentación de una criba regularmente está compuesta por una gama de partículas de diferentes tamaños y características, por lo tanto, la eficiencia de separación es diferente para cada operación.

La eficiencia se incrementa con el número de saltos que una partícula realiza sobre la criba, lo cual se traduce como la velocidad de vibración sobre la superficie de cribado. Esto se puede asegurar mediante dos formas:

1. Aumentando la longitud de la criba, permitiendo un mayor trayecto sobre la superficie de cribado.
2. La velocidad con la cual avanzan las partículas se puede reducir disminuyendo el ángulo de la criba y la amplitud de las vibraciones, con el objetivo que las partículas pasen un tiempo prolongado en la superficie de cribado.

La separación absoluta de partículas de diferentes tamaños en las cribas es difícil porque no se puede predecir el movimiento de las partículas a lo largo de la criba. La eficiencia de una criba " $\eta$ " es una medida del rendimiento en la separación de las partículas de gran tamaño y las de menor tamaño. La metodología para definir la eficiencia de la criba; depende del producto a eliminar y el producto objetivo.

Valine y Wennenn (2002) y Subba (2016) coinciden que la eficiencia de cribado se puede calcular de diferentes maneras, a partir de los siguientes datos:

- A. Partículas de gran tamaño presenten en la alimentación.
- B. Material de menor tamaño presente en la alimentación.
- C. Partículas de menor tamaño obtenidas en el underflow (finos).
- D. Partículas de mayor tamaño obtenidas en el overflow (gruesos).
- E. Partículas obtenidas de menor tamaño durante el cribado (no tiene ningún grueso, 100 % material fino).

**Caso 1.** Cuando la criba se encuentra en perfectas condiciones, se puede decir que ninguna partícula gruesa pasa a través de las aberturas de la superficie de cribado. La eficiencia de la criba bajo esta condición es:

$$\eta = \frac{E}{B} \times 100 \quad (3.11.3)$$

### Ejemplo 3.11.3

Se alimenta 500 toneladas por día a una criba vibratoria mineral que contiene 55 % mineral con un tamaño menor a 1 mm. El proceso de cribado se lleva a cabo en una criba vibratoria con una abertura de 1 mm, si se obtiene 250 toneladas por día en el underflow de la criba. Suponiendo que el producto fino no tiene ninguna partícula de mayor tamaño, se pide al ingeniero determinar la eficiencia de la criba.

#### Solución.

Cantidad de material alimentado: 500 tpd

Cantidad de material obtenido en el undersize: 250 tpd

Porcentaje de material aun tamaño – 1 mm en la alimentación: 55 %

Por lo tanto, el porcentaje de material fino en la alimentación:

$$\frac{500 \times 55}{100} = 275 \text{ tpd}$$

La eficiencia de la criba está dada por:

$$\eta = \frac{250}{275} \times 100 = 90.9 \%$$

**Caso 2.** En la mayoría de las operaciones las partículas gruesas representan una cantidad mínima, si el material alimentado proviene de una reducción de tamaño. Si las partículas de gran tamaño no se toman en cuenta en tales casos la eficiencia de la criba para las partículas de menor tamaño es:

$$\eta = \frac{C}{B} \times 100 \quad (3.11.4)$$

#### **Ejemplo 3.11.4**

Se alimenta 600 toneladas por día de mineral a una criba, dicho material contiene un 60 % de material a – 1 mm. Para esta operación se utiliza una criba de 1 mm para obtener finos menores a 1 mm. Se obtienen 350 toneladas por día de material de menor tamaño. El overflow contiene 18 % de finos y el underflow un 10 % de gruesos.

#### **Solución.**

La eficiencia en la clasificación de material de menor tamaño está dada por:

$$\frac{350}{600 \times 0.60} \times 100 = 97.2 \%$$

La eficiencia de underflow está dado por:

$$\frac{(350)(0.90)}{600 \times 0.60} \times 100 = 87.5 \%$$

**Caso 3.** Si el overflow es el material de interés, es decir al separar las partículas de mayor tamaño son el material objetivo. Para obtener la eficiencia se utiliza:

$$\eta = \frac{A}{D} \times 100 \quad (3.11.5)$$

En este caso si no se encuentra partículas de un tamaño mayor a la abertura de criba en el underflow se dice que la eficiencia de la criba es del 100 %.

La eficiencia en la separación de material grueso del Ejemplo 3.11.4 está dada por:

$$\frac{(600)(0.40)}{600 - 350} \times 100 = 96.0 \%$$

La eficiencia del overflow del Ejemplo 3.11.4 está dada por:

$$\frac{(250)(0.82)}{(600)(0.40)} \times 100 = 85.4 \%$$

**Caso 4.** Para conocer la eficiencia de la criba al separar las partículas de menor tamaño y las de mayor tamaño. Se utiliza:

$$\eta = \frac{C}{B} \times \frac{A}{D} \times 100 \quad (3.11.6)$$

La eficiencia global de la criba del Ejemplo 3.11.4 está dado por:

$$\frac{(350)(0.90)}{(600)(0.60)} \times \frac{(250)(0.82)}{(600)(0.40)} \times 100 = 74.4 \%$$

Valine y Wennen (2002) proponen la siguiente metodología, siempre que se realiza un muestreo en la alimentación para conocer el porcentaje de partículas de menor tamaño (finos) y porcentaje de partículas de mayor tamaño (gruesos). El cálculo se realiza contemplando los siguientes aspectos:

- a*: Porcentaje de materia grueso en la alimentación
- b*: Porcentaje de material de menor tamaño (finos) en la alimentación
- c*: Porcentaje de material de mayor tamaño (gruesos) en el overflow
- d*: Porcentaje de material de menor tamaño (finos) en el underflow

Contenido de material en el underflow (porcentaje):

$$U = \frac{100(c - a)}{c + d - 100} \quad (3.11.7)$$

Contenido de material en el overflow (porcentaje):

$$O = 100 - u \quad (3.11.8)$$

Eficiencia del material fino:

$$E_u = \frac{(u)(d)}{b} \quad (3.11.9)$$

Eficiencia del material grueso:

$$E_o = \frac{(o)(c)}{a} \quad (3.11.10)$$

Eficiencia global:

$$E = \frac{(u)(d) + (o)(c)}{100} = \frac{o(f - u)(1 - u)(o - f)}{f(o - u^2)(1 - f)} \quad (3.11.11)$$

Valine y Wennen (2002) aseguran que estas expresiones son aplicables en la separación de finos, pero no otorga un resultado preciso sobre el desempeño del equipo de cribado.

Wills y Finch (2016) indican que generalmente, la corriente de productos finos es el producto que se desea y la eficiencia se define por la recuperación de este producto que es menor al tamaño de corte. La eficiencia esperada es:



$$E_u = \frac{Uu}{Ff} \quad (3.11.12)$$

Esta expresión representa que la masa en la alimentación que tiene un tamaño por debajo o cercana a la abertura de la criba, debería de pasar por la superficie de cribado. Este es una eficiencia teórica la cual debe comprobarse con pruebas de laboratorio.

La eficiencia se puede expresar en términos de las fracciones o porcentaje en peso de un tamaño específico de partícula en cada corriente:

$$\begin{aligned} O &= F - U \\ Ff &= (F - U)o + Uu \\ \frac{U}{F} &= \frac{f - o}{u - o} \\ E_u &= \frac{(f - o)u}{(u - o)f} = \frac{f - o}{f(1 - o)} \end{aligned} \quad (3.11.13)$$

En una operación óptima donde no hay aberturas rotas o deformadas, la cantidad de material grueso presente en el underflow es nulo y una hace suponer que  $u = 1$  (es, decir que todas las partículas que forman parte de la corriente de finos están por debajo del tamaño de corte) bajo estas condiciones la eficiencia se puede obtener como:

$$E_u = \frac{Uu}{Ff} = \frac{f - o}{f(1 - o)} = \frac{(1 - u)(o - f)}{(1 - f)(o - u)} \quad (3.11.14)$$

Si en lugar del producto fino, el producto grueso es el de interés. La eficiencia es la recuperación del sobredimensionamiento del overflow:

$$E_o = \frac{O(1 - o)}{F(1 - f)} = \frac{o(f - u)}{f(o - u)} \quad (3.11.15)$$

Otra manera para estimar la eficiencia del overflow es:

$$E_o = \frac{(f - u)(1 - o)}{(o - u)(1 - f)} \quad (3.11.16)$$

### Ejemplo 3.11.5

En una criba de alta frecuencia se desea separar el material – 140 mallas. De acuerdo a los análisis la alimentación tiene un 95.9 % que pasa la malla 140. El análisis del producto con un tamaño mayor es de 58.4 % que pasa la malla 140, mientras el producto de menor tamaño el 98.7 % para la malla 140.

#### Solución:

$$U: \frac{100(41.6 - 4.1)}{41.6 + 98.7 - 100} = 93.05$$

$$O: 100 - 93.05 = 6.95$$

$$E_u: \frac{(93.05)(98.7)}{95.9} = 95.8$$

$$E_o: \frac{(6.95)(41.6)}{4.1} = 70.5$$

$$E: \frac{(93.05)(98.7) + (6.95)(41.6)}{100} = 94.7$$

### 3.11.1.2 DISEÑO DE CRIBAS

Para el diseño de las cribas se utiliza como referencia a las cribas vibratorias porque se considera como un modelo que tiene principios operativos básicos o iguales a los demás tipos de cribas.

Flintoff et al. (2019) resaltan que el diseño y operación de las cribas, se busca hacer coincidir las características de las cribas con las condiciones del material que se alimentara por lo tanto se hablan de las variables de diseño de la criba y variables externas. El conjunto de estos dos grupos permite la correcta operación de una criba, además el conocimiento del funcionamiento y alcance de los tipos de cribas permite seleccionar el correcto equipo para una operación en específica.

Las variables de diseño de una criba son:

- Área de cribado y área abierta
- Medio de cribado
- Pendiente de la superficie de cribado
- Velocidad de la vibración
- Magnitud de la vibración
- Tipo de movimiento
- Alimentación.

Las variables externas:

- Tamaño de partícula
- Forma y granulometría de las partículas de alimentación
- Velocidad de alimentación
- Distribución de la alimentación en la superficie de cribado
- Altura del lecho de material sobre la superficie de cribado
- Contenido de humedad de la alimentación
- Contenido de arcillas.

### Área de cribado.

Flintoff et al. (2019) mencionan que el área de la criba es una variable importante, porque la capacidad es proporcional al ancho de la criba. Normalmente se utiliza la siguiente relación para el diseño de cribas:

$$L = 2W : 3W \quad (3.11.17)$$

Donde:

$L$ : Longitud de la criba en m o ft.

$W$ : Ancho de la criba en m o ft.

Debido a aspectos mecánicos y de soporte, el área efectiva de la criba es del 90 % a 95 % del área real. Las cribas siguen este estándar, por lo tanto, es común requerir más de una criba para que operen en paralelo y alcanzar la capacidad requerida.

### Área abierta.

El área abierta "OA" se expresa como la relación del área total de las aberturas sobre el área activa total de la superficie de cribado puede variar entre 12 % y 90 %, dependiendo de las características de la criba. El área abierta está en función de la forma y tamaño de las aberturas. Cuanto mayor sea el OA mayor será la capacidad de la criba y la eficiencia es proporcional a la longitud de la criba (Mular, 2003, p. 138).

Es importante considerar que el área abierta está limitada por la resistencia mecánica de la plataforma de criba, en función de la resistencia del material de construcción (Flintoff, et al., 2019, p. 575).

### Ejemplo 3.11.6

Se considera un medio de cribado el cual tiene aberturas cuadradas de 5 mm en una criba que tiene una malla de alambre con un diámetro de 1 mm. Calcule el área abierta de superficie de cribado empleada.

### Solución.

Área de abertura:  $(5)^2 = 25 \text{ mm}$

Área activa:  $(6)^2 = 36 \text{ mm}$

Por lo tanto, el área abierta es de:

$$OA = \frac{25}{36} \times 100 = 69.4 \%$$

### **Tamaño de la abertura y forma.**

La capacidad de una criba disminuye proporcionalmente con el tamaño de las aberturas. A medida que se disminuye el tamaño de las aberturas, el diámetro de alambre o barra de acero disminuye para mantener el mismo porcentaje de área abierta (Mular, 2003, p.138).

La forma de la abertura dependerá del medio de cribado a utilizar para la operación, siendo las más comunes las formas cuadradas, rectangulares, circulares o ranuradas. Mular (2003) afirma “Las aberturas rectangulares o ranuradas ofrecen una mayor área abierta. Sin embargo, las aberturas cuadradas y redondas permiten mayor precisión en el tamaño de corte” (p. 138).

El diseño de las cribas industriales no separa a las partículas precisamente por el tamaño de la abertura, sino un poco por debajo del tamaño de la abertura en función de la forma, la inclinación de cribado, velocidad de desplazamiento, forma de las partículas, distribución del material sobre la superficie y vibración de la criba. Esto contribuye a evitar la obstrucción de las aberturas (Mular, 2003).

Matthews (1985) propone la siguiente expresión para determinar el tamaño de la abertura "X" en función del tamaño de corte deseado en pulgadas " $X_s$ ".

$$X = 0.0238 + 1.155 (X_s) \quad [\text{pulgadas}] \quad (3.11.18)$$

### **Medio de cribado.**

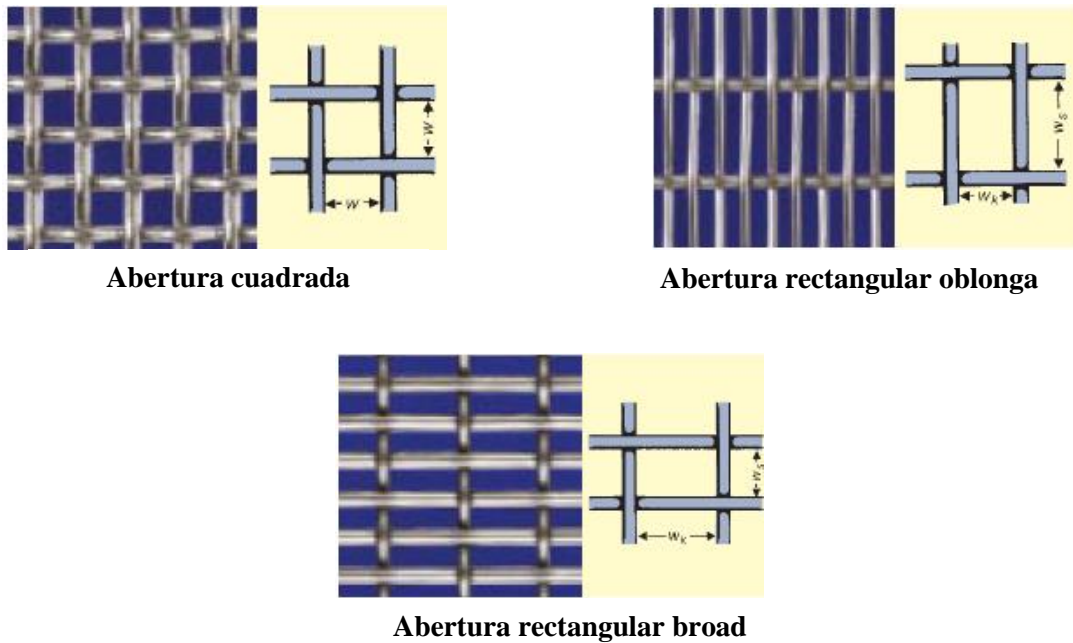
Matthews (1985) puntualiza que un elemento clave en el proceso de cribado es el “medio de cribado”, también conocido como superficie de cribado. El cuál es el medio que contiene las aberturas para el paso del material de menor tamaño. Una superficie de cribado debe resistir las tensiones y cargas aplicadas; y mantener un alto grado de resistencia a la abrasión y corrosión. Los medios de cribado se fabrican en una gran variedad de tipos, formas, tamaños y materiales de construcción.

Las superficies de cribado se agrupan en tres categorías; estos son malla de alambre tejido (tela metálica), placas perforadas y alambres o barras de perfil. De estos la tela metálica es la más utilizada, la de placa perforada se usan en operaciones de alta abrasión y para el manejo de materiales gruesos. Los alambres o barras de perfil son lo más adecuado para la separación y desagüe en tamaños finos.

Mular (2003) mencionan que el material de los cuales se han fabricado superficies de cribado son: latón, cobre, bronce, aluminio, níquel, acero inoxidable, aceros aleados resistentes a la abrasión, aceros con alto contenido de carbono, caucho y materiales sintéticos como poliuretano. Para definir a una superficie de cribado como operativa se debe de determinar el tamaño de la abertura, forma de la abertura y capacidad.

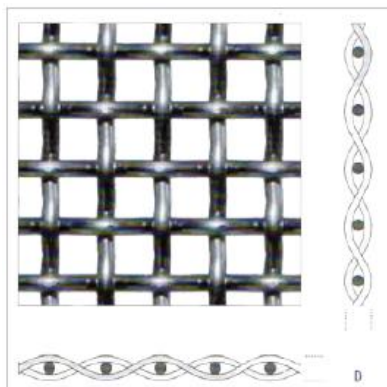
**Malla metálica.** Generalmente se construyen de acero con alambres redondos tejidos formando un patrón o tejido que proporciona la forma de las aberturas, este tipo de superficies permite un área abierta alta permitiendo pequeñas aberturas. Son utilizados en operaciones de cribado relativamente livianas, el grosos de cable determina su resistencia y el área abierta, y por lo tanto también la capacidad (Wills y Finch, 2016).

Actualmente existen varios tipos de tejidos estos pueden ser cuadrados y rectangulares (Ver Figura 3.11-13), con diferentes tejidos y engarces para otorgarle la abertura deseada. Al seleccionar un tejido metálico es importante determinar el tejido y engarce.

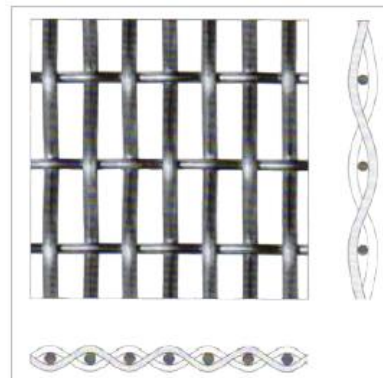


**Figura 3. 11-13** Tejidos metálicos cuadrados y rectangulares. Adaptado de Haver & Boecker (2003).

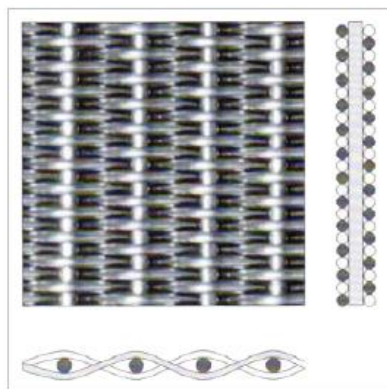
Los tejidos o mallas metálicas disponibles en el mercado son tejidos cuadrados, rectangular, holandés liso, holandés twilled y malla ondulada. En la Figura 3.11-14 se muestran estos diseños básicos de mallas, su selección depende del tipo de abertura, diámetro del alambre, área abierta y patrón a seleccionar. Cada proveedor muestra sus variantes en el diseño de los tejidos clasificándolas en función de la abertura del área abierta, de acuerdo a la necesidad de la operación las aberturas se puede configurar paralelo a la dirección del flujo o contrario al flujo.



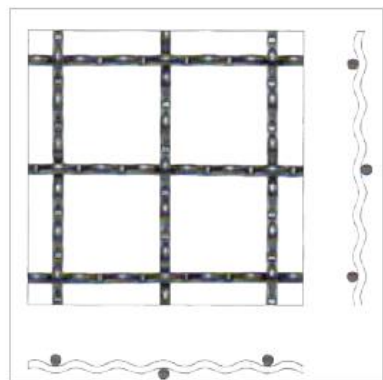
Tejido cuadrado



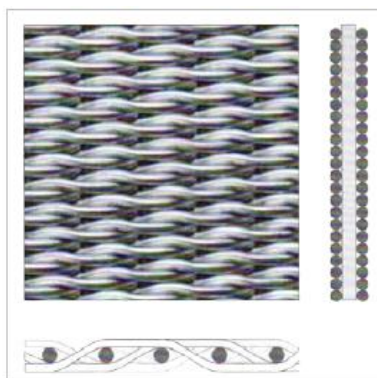
Tejido rectangular



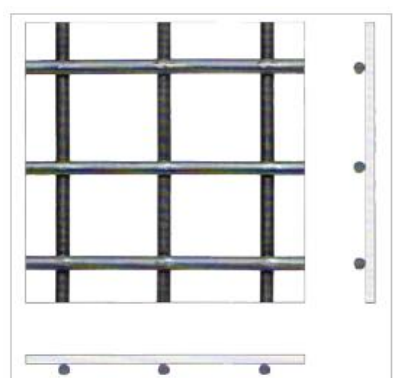
Tejido holandés liso



Tejido malla ondulada



Tejido holandés twilled



Tejido malla soldada

**Figura 3. 11-14.** Diseños básicos de malla. Adaptado de Metal Mesh -180828.

Otro factor importante son los engarzados o bordes, los cuales mantienen en posición a los alambres o varillas (Ver Figura 3.11-15). Las mallas metálicas se montan en marcos y se sujetan firmemente mediante bordes de metal e inserciones de plástico que se sujetan firmemente con pernos.



**Figura 3. 11-15.** Engarzado de una malla metálica. Tomado de Aury Africa (Woven Wire Screens & Woven Wire Mesh).

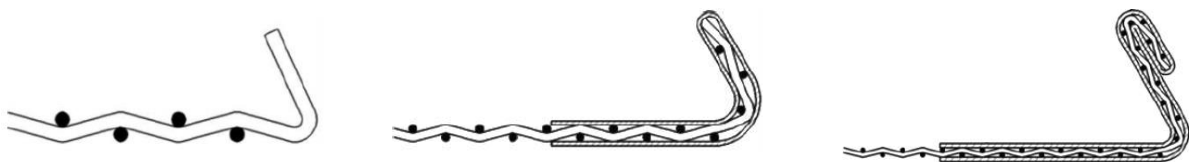
Matthews (1985) menciona que los diversos tejidos y engarzados están directamente relacionados con el tipo de operación de separación y el material que se procesa. Los engarzados permiten que la tela metálica se tense, esto también depende del método por el cual se sujeta al marco de la criba. Sean creados varios métodos para sujetar las cribas mediante ganchos laterales, ver Figura 3.11-16. Los más utilizados son:

**Borde de gancho liso.** Los extremos de los alambres se doblan para formar un gancho en los bordes opuestos de la tela que tensara. Regularmente es utilizado en alambres con un diámetro mayor a 40 mm.

**Borde de gancho doble de metal con inserción de lona.** El gancho tiene una placa galvanizada de 1.6 mm convergiendo en él un doble pliegue que incluye un lienzo de lona entre los ganchos y la placa de metal para que la malla no se rompa. Es utilizado en alambres mayores a 80 mm.

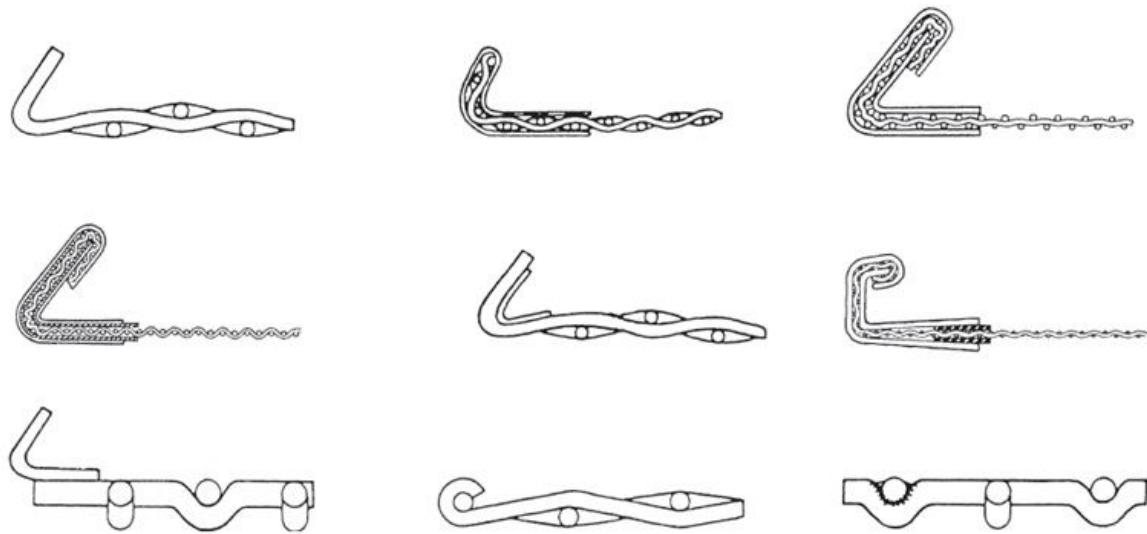
**Borde de metal.** El gancho tiene una placa galvanizada de 1.6 mm que cubre los ganchos, doblada a 45° o en forma de C a 180°. Se utiliza para alambres con un diámetro de 4.0 mm hasta 0.71 mm.

**Borde de gancho de metal con doble pliegue.** El gancho tiene una placa galvanizada de 1.6 mm que cubre los ganchos dobles a 45° o en forma de C a 180°. Es regularmente usado en alambres de 0.7 mm hasta una malla 75.



**Figura 3. 11-16.** Bordos básicos de una malla. Tomado de Aury Africa (Woven Wire Screens & Woven Wire Mesh).

Cada proveedor ofrece diferentes bordes para sus mallas, tal es el caso de McNichols quien ofrece el borde de gancho regular, gancho de doble, placa soldada con inserto soldado, cuadrado con inserto, placa doblada soldada al borde, borde de nudos y alambre de cuña soldado, ver Figura 3.11-17.



**Figura 3. 11-17.** Bordes básicos de una malla. Tomado de McNichols (2013).

Al seleccionar una criba se debe otorgar detalles como la altura del panel, ancho del panel, calibre del alambre, abertura de la malla, tipo de tejido, profundidad del marco, material y terminación. Con estos datos se puede calcular la cantidad de alambres y aberturas por pulgada (Conteo de malla) y el área abierta. Tomando como referencia un tejido cuadrado se puede obtener las expresiones para calcular las características de la criba seleccionada como:

1. Tamaño de la abertura "O":

$$O = \frac{1 - D(M)}{M} \quad (3.11.19)$$

2. Diámetro del cable "D":

$$D = \frac{1 - MO}{M} \quad (3.11.20)$$

3. Conteo de malla "M":

$$M = \frac{25.44 \text{ mm}}{O + D} \quad (3.11.21)$$

4. Área abierta "OA":

$$OA = (OM)^2 (100) \quad (3.11.22)$$

$$OA = (1 - MD)^2 (100) \quad (3.11.23)$$

$$OA = \left( \frac{O}{O + D} \right)^2 (100) \quad (3.11.24)$$



Coloquialmente al número de aberturas por pulgada lineal, medida desde el centro del cable hasta el centro del cable opuesto se denomina “malla”. El número de aberturas por unidad de longitud se cuentan en una fila detrás para una unidad de longitud dada. La longitud de la unidad puede ser 1 cm, 1 dm o 1 pulgada.

En el mercado se ofrecen mallas estándares de 35 mm a 25 micras (0.025 mm). La selección de la malla depende de muchos factores del proceso de cribado; solo se puede seleccionar mediante pruebas. Las superficies de cribado cuadradas en los catálogos se especifican de dos maneras de acuerdo con el espacio entre cables o con el número de malla, además de características como el diámetro del alambre, peso del alambre, área abierta, ancho de la abertura y tipo de material de construcción.

El número de malla es el tamaño de la malla de una abertura, es decir la distancia entre dos alambres paralelos. Para esto se utilizan diferentes estándares (ver Tabla 3.11-2), entre los cuales se encuentra:

- American Tyler Series.
- America Standards for Testing and Materials ASTM E -11-01.
- British Standard Sieves, BBS 410 – 2000.
- French Series, ANFOR (Association Francaise de Normalisation) NFX 11 – 501.
- German Standard, DIN (Deusteshes Institut fur Normung) 3310 – 1:2000.

En el [Apéndice B-VII](#) se muestra las series estándares como se muestra en manuales y propuestas por autores como Kelly y Spottiswood (1990). En el [Apéndice B - VIII](#) se muestra la Equivalencia de la Serie de Tamices U.S. A.S.T.M – E -11-16.

Mular (2003) indica que las superficies de malla cuadrada, regularmente se selecciona para la separación de gruesos. Por otro lado, las superficies de malla rectangular con un tamaño proporcional a la malla cuadrada tienen una mayor capacidad debido a que el área abierta que proporciona es mayor. Las mallas rectangulares no son tan susceptibles a taparse y son adecuadas para partículas finas, angulosas y materiales con una alta humedad. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 22 y Material 26](#) se muestra diversos manuales de tejidos metálicos y la Norma ISO - 4783.

**Tabla 3. 11-2**

Comparación de los diferentes estándares de abertura de criba.

ABERTURAS DE CRIBAS EN DIFERENTES ESTÁNDARES								
U.S.A ASTM E-11-01		American Tyler Series	British B. S. 410-2000		French AFNOR NFC-11-501		German DIN 33 10-1:2000	
No. de malla	Abertura.	No. de malla	No. de malla	Abertura.	No. de malla	Abertura.	No. de malla	Abertura.
3 1/2	5.60 mm	3 1/2	3 1/2	4.75 mm	38	5.00 mm	-	-
4	4.75 mm	4	4		37	4.00 mm	2E	4.00 mm
5	4.00 mm	5	5	3.35 mm	36	3.15 mm	-	-
6	3.35 mm	6	6	2.80 mm	-	-	-	-
7	2.80 mm	7	7	2.40 mm	35	2.5 mm	-	-
8	2.36 mm	8	8	2.00 mm	34	2.00 mm	3E	2.00 mm
10	2.00 mm	9	10	1.68 mm	33	1.6 mm	-	-
12	1.70 mm	10	12	1.40 mm	-	-	-	-
14	1.40 mm	12	14	1.20 mm	32	1.25 mm	5	1.20 mm
16	1.18 mm	14	16	1.00 mm	31	1.00 mm	6	1.00 mm
18	1.00 mm	16	18	0.85 mm	30	0.80 mm	-	-
20	0.85 mm	20	22	0.710 mm	-	-	-	-
25	0.71 mm	24	25	0.60 mm	29	0.63 mm	10	0.60 mm
30	0.60 mm	28	30	0.50 mm	28	0.50 mm	12	0.50 mm
35	0.50 mm	32	36	0.42 mm	27	0.40 mm	16	0.40 mm
40	0.445 mm	35	44	0.355 mm	-	-	-	-
45	0.355 mm	42	52	0.30 mm	26	0.315 mm	20	0.30 mm
50	0.30 mm	48	60	0.25 mm	25	0.25 mm	24	0.25 mm
60	0.25 mm	60	72	0.21 mm	24	0.20 mm	30	0.20 mm
70	0.212 mm	65	85	0.18 mm	23	0.16 mm	40	0.15 mm
80	0.18 mm	80	100	0.15 mm	-	-	-	-
100	0.15 mm	100	120	0.125 mm	22	0.125 mm	50	0.125 mm
120	0.125 mm	115	150	0.105 mm	21	0.10 mm	60	0.10 mm
140	0.106 mm	150	170	0.09 mm	-	-	70	0.09 mm
170	0.09 mm	170	200	0.075 mm	20	0.80 mm	80	0.075 mm
200	0.075 mm	200	240	0.063 mm	19	0.063 mm	110	0.056 mm
230	0.063 mm	250	300	0.053 mm	18	0.05 mm	120	0.05 mm
270	0.053 mm	270	350	0.045 mm	-	-	-	-
325	0.045 mm	325	-	-	17	0.40 mm	-	-
400	0.038 mm	400	400	0.038 mm	-	-	130	0.038 mm

Para dar una aproximación a la abertura de criba de acuerdo al tamaño de la partícula Gupta y Yan (2016) presentan la Figura 3.11-16 tomando como base diversas fuentes.

Además del apoyo que representa la Figura 3.11-18 es necesario considerar las siguientes recomendaciones:

- Cribas de acero es recomendable una abertura 1.05 a 1.10 veces el tamaño de partícula.
- Cribas con superficies de caucho es recomendable una abertura 1.25 a 1.30 veces el tamaño de partícula.
- Cribas de poliuretano es recomendable una abertura 1.15 a 1.20 veces el tamaño de partícula.

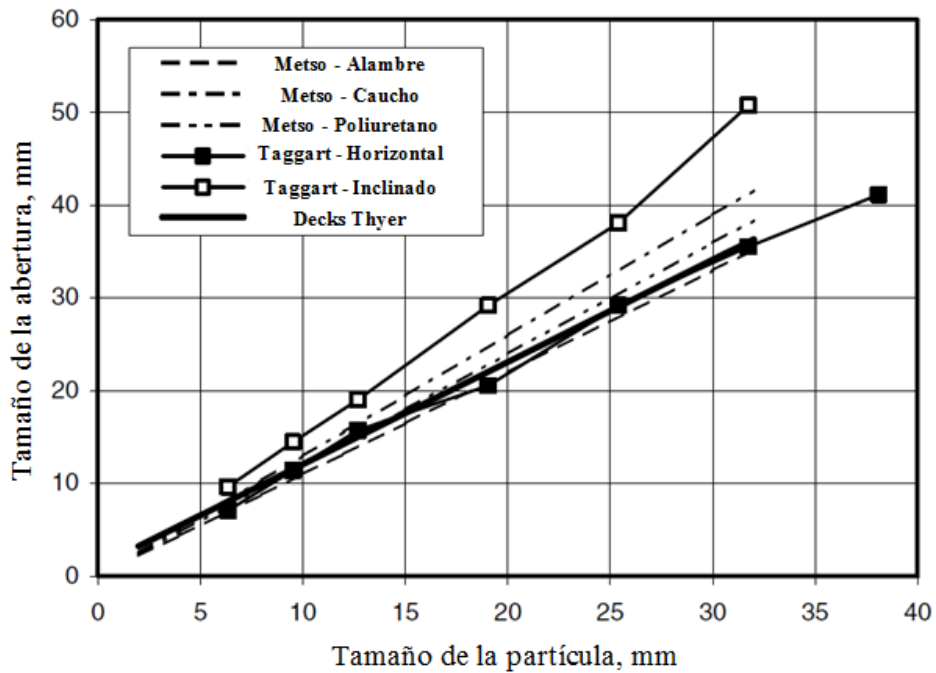


Figura 3. 11-18. Estimación del tamaño de abertura. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Gupta y Yan (2016) indican que los valores proporcionados por Taggart (1945) son para cribas de malla cuadrada montadas horizontalmente o una superficie ligeramente inclinada.

**Placa perforada.** Son fabricadas a partir de placas de acero endurecido, poliuretano y caucho para construir cribas perforadas. Las aberturas se realizan durante el proceso de laminación mediante perforadoras. Las formas de las aberturas son circulares, cuadradas, hexagonales, rectangulares y ranuras transversales (flared holes) en diferentes orientaciones, ver Figura 3.11-19.

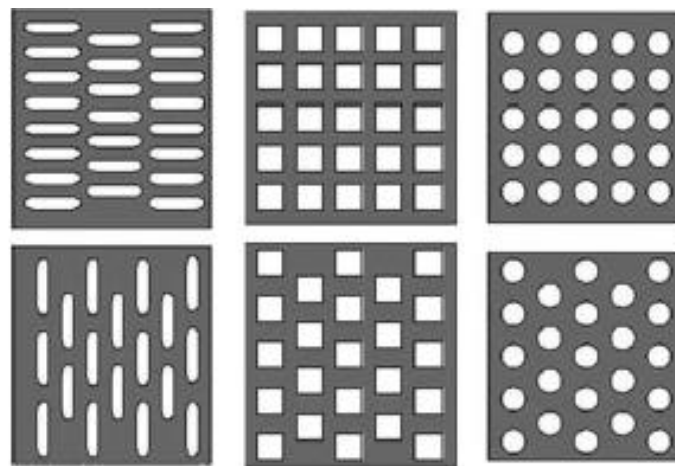


Figura 3. 11-19. Formas de las aberturas de una placa perforada. Tomado de Gupta y Yan (2016).

Las aberturas en las placas se encuentran igualmente espaciadas formando un triángulo equilátero o en cuatro esquinas como pasa en los patrones cuadrados o rectangulares. Dependiendo del fabricante se pueden otorgar diferentes patrones y forma de las aberturas. Normalmente, el patrón cuadrado es más utilizado pero el rendimiento es menor que los patrones rectangulares que tienen áreas más grandes (Gupta y Yan, 2016).

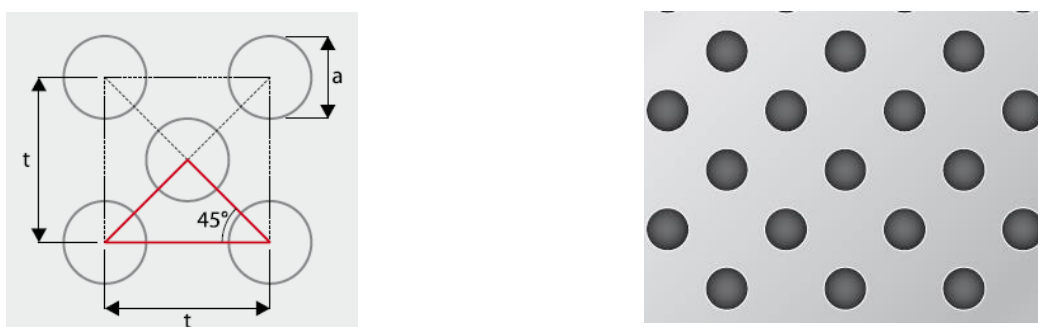
El tamaño de la abertura por convención es la medida lineal mínima de una abertura; por ejemplo, el diámetro de una abertura circular o el ancho de un cuadrado. Cuando la placa se encuentra inclinada se tiene un cambio en la abertura efectiva de la criba. Las aberturas cuadradas y redondas permiten un mejor control del tamaño de separación, siendo las circulares las más utilizadas en el cribado de gruesos (Flintoff et. al, 2019).

Las placas con ranuras transversales son utilizadas en operaciones de deshidratación. El diseño del panel de la criba es muy importante, en primer lugar, se debe de conocer el área abierta del patrón otorgado por el proveedor y las características mecánicas de la placa con el objetivo de asegurar el soporte de la carga y maximizar su vida útil.

El área abierta dependerá del arreglo que tenga las aberturas para casos de ejemplo; una placa con aberturas circulares perforadas a medio diámetro de distancia otorga un arreglo en forma de un triángulo equilátero, dicho arreglo tiene un área abierta 5 % más que un arreglo de esquinas en cuadro (Gupta y Yan, 2016).

En la mayoría de los casos el proveedor otorga la geometría del diseño de panel, es decir las distancias horizontales, diagonales y dimensiones de los oricios perforados. El cálculo de la abertura se vuelve un problema de geometría simple, en las siguientes Figuras 3.11-20 a 3.11-23 muestran algunos ejemplos de catálogo de Perfopol. Para conocer diferentes patrones de abertura para placas perforadas se puede consultar el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 27 y Material 28.](#)

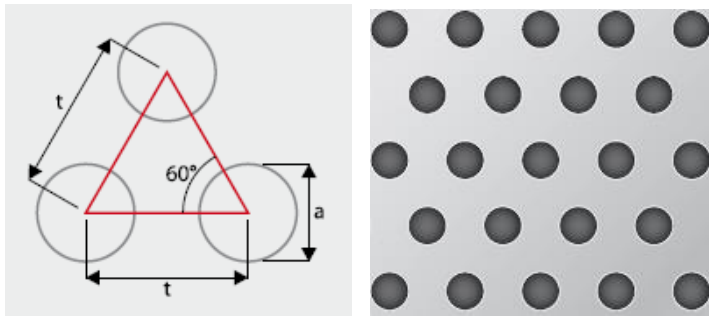
**Panel de orificios circulares escalonados a 45°:**



**Figura 3. 11-20.** Placa perforada orificios circulares escalonado 45°. Tomado de Perforated Sheets (Perfopol).

$$OA = 1.57 \left( \frac{a^2}{t^2} \right) (100) \quad (3.11.25)$$

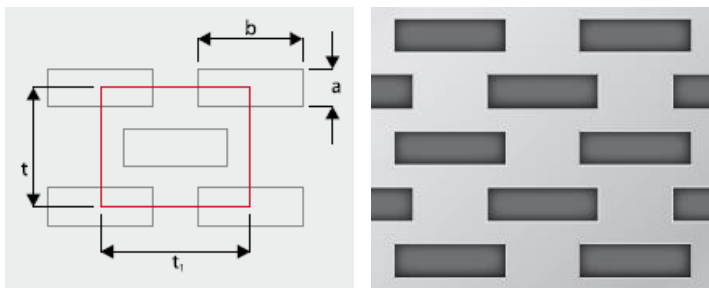
**Panel de orificios circulares escalonados a 60°.**



$$OA = 0.91 \left( \frac{a^2}{t^2} \right) (100) \quad (3.11.26)$$

**Figura 3. 11-21.** Placa perforada circular escalonados a 60°. Tomado de Perforated Sheets (Perfopol).

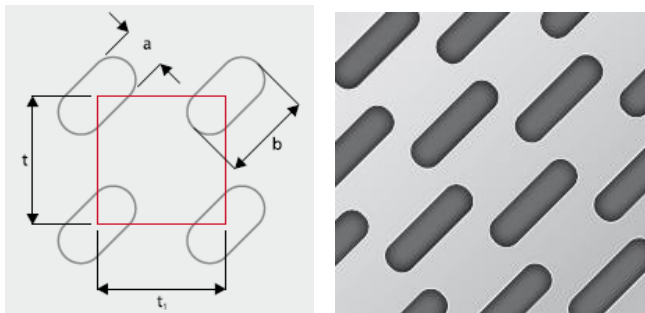
**Panel de orificios rectangulares escalonados.**



$$OA = 2 \left( \frac{a \times b}{t \times t_1} \right) (100) \quad (3.11.27)$$

**Figura 3. 11-22** Placa perforada rectangular escalonada. Tomado de Perforated Sheets (Perfopol).

**Panel de orificios ranuras transversales escalonadas.**



$$OA = \frac{a(b) - 0.215(a^2)}{t (t_1)} (100) \quad (3.11.28)$$

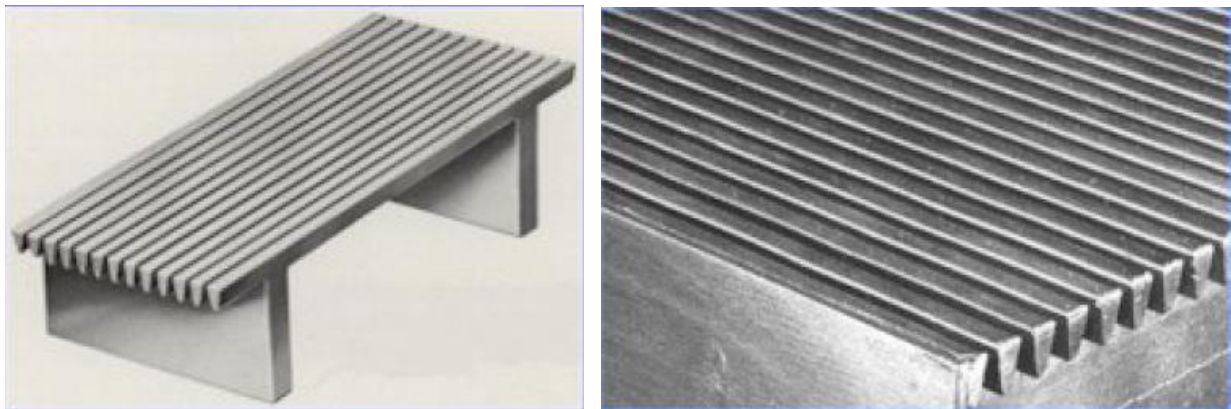
**Figura 3. 11-23** Placa perforada ranurada transversal escalonada. Tomado de Perforated Sheets (Perfopol).

Las placas perforadas son utilizadas para la separación de material grueso y son útiles como una cama superior para reducir el desgaste y daño a una criba con aberturas menores. Es importante considerar que estas cribas tienen un costo de inversión mayor a las cribas de malla metálica, pero son más resistentes al desgaste, tienen una vida larga, una mayor eficiencia en la separación y existe una menor probabilidad que las aberturas se obstruyan. Cuando la placa perforada se encuentra inclinada se reduce la abertura efectiva (Mular, 2003).

Gupta y Yan (2016) mencionan que las placas perforadas son revestidas por caucho; está cubierta absorbe la fuerza de impacto del material, promueve que la criba tenga una mayor vida útil y reduce niveles de ruidos. El espesor de caucho es de 7 a 25 mm y se mantienen sobre el marco de acero con pernos.

**Barras de perfil.** Estas cribas están formadas por barras de acero con distintas formas de sección transversa, las cuales son colocadas paralelamente entre sí para formar una superficie de cribado (Figura 3.11-24). Las secciones transversales de las barras pueden ser redondas, rectangulares y triangulares, con estas secciones se construyen cribas con una misma sección o combinar diferentes secciones (Matthews, 1985).

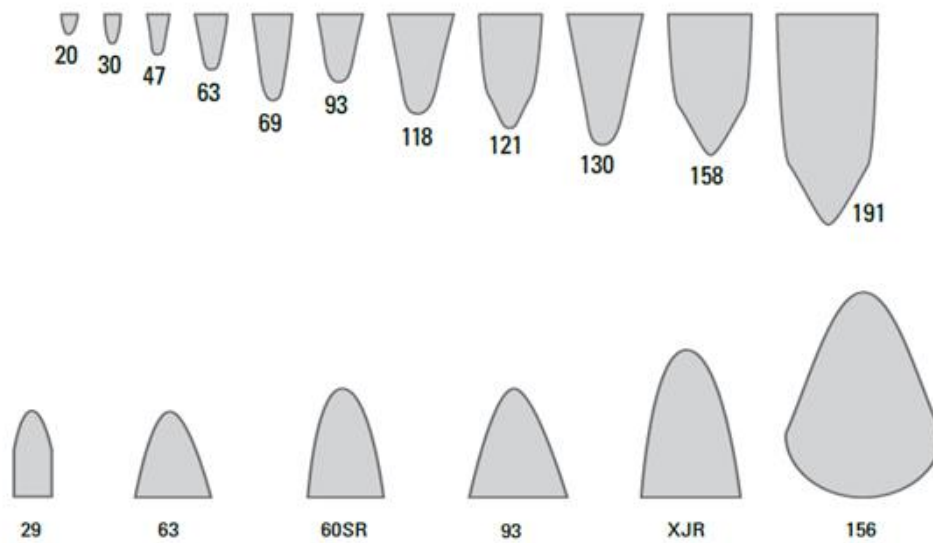
Estas cribas son utilizadas para el cribado de gruesos, para aplicaciones de deshidratación y para ensambles de cribas especiales con forma curva. La orientación de las barras puede ser paralela al flujo del material. Actualmente las barras sean colocadas transversalmente resultando efectivo para el cribado húmedo. Estas cribas de barras no son usadas en los circuitos de trituración, pero se utilizan en circuitos de molienda para evitar la producción de limos a partir de minerales friables (Mular, 2003, p. 142).



**Figura 3. 11-24.** Cribas de barras en V. Tomado de Weiss (1985).

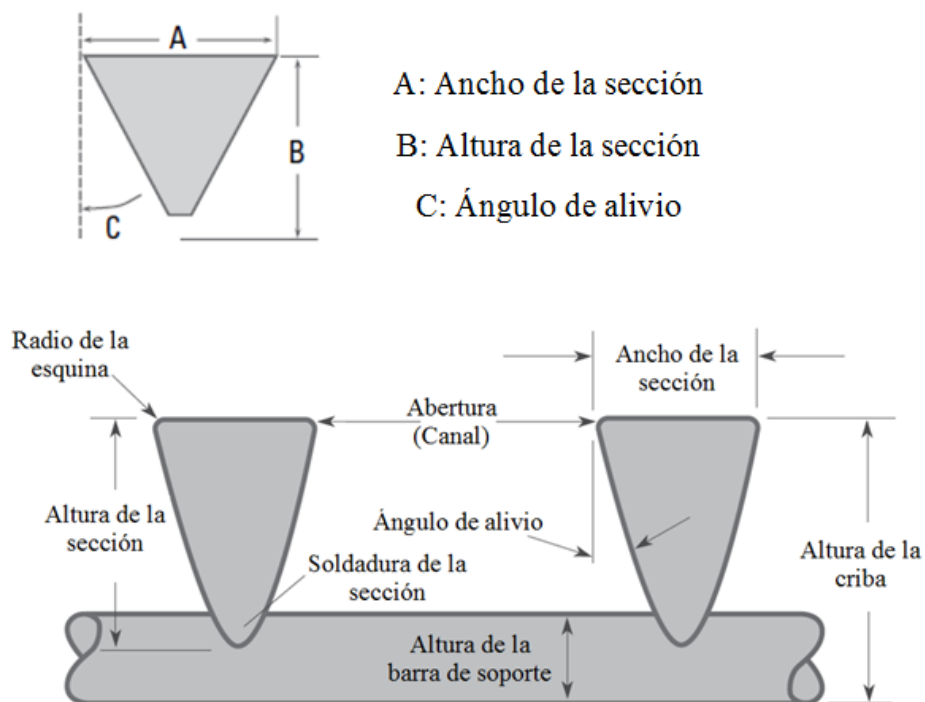
Uno de los diseños más comunes es la parrilla en “V”, estas cribas ofrecen una separación eficaz. Forman canales continuos que se ensanchan hacia la parte superior para que las partículas que pasen a través de las barras de manera continua, reduciendo la posibilidad de obstrucción.

Existe una variedad de secciones transversales disponibles en el mercado se pueden observar en la Figura 3.11-25.



**Figura 3. 11-25.** Secciones transversales de barras. Tomado de Johnson Screens (2017).

La selección de la barra de perfil (tamaño y forma) se basa en los requisitos del área abierta necesaria para la operación, consideraciones de obstrucción del material y factores de la vida útil de la superficie de cribado. Es importante conocer las partes de la construcción de la criba.



**Figura 3. 11-26.** Construcción de una criba de barras. Tomado de Johnson Screens (2017).

Cuando se busca en la literatura de los fabricantes en cada sección se otorga la geometría de como el ancho de la sección, altura de la sección, ángulo de alivio y el área de la sección. De esta forma el área abierta está dada por:

$$OA = \frac{\text{Tamaño de la abertura (100)}}{\text{Tamaño de la abertura} + \text{Ancho de la sección}} \quad (3.11.29)$$

Los fabricantes proporcionan tablas con la geometría de la sección y tablas sobre el porcentaje de área abierta que se obtiene a partir de diferentes tamaños de abertura como se muestra en las Tablas 3.11-3 y 3.11-4.

**Tabla 3. 11-3**  
Características de las secciones 20 – 191.

Sección	Ancho, in.	Altura, in.	Área de la sección	Ángulo de alivio
20	0.2	0.04	0.0005	11°
30	0.03	0.05	0.001	13°
47	0.047	0.088	0.003	10°
63	0.06	0.1	0.004	13°
69	0.071	0.177	0.01	7°
93	0.089	0.138	0.009	13°
118	0.116	0.185	0.015	13°
130	0.13	0.25	0.023	8°
191	0.195	0.363	0.055	5°
<b>Área de la sección en pulgadas cuadradas.</b>				

Adaptado de Johnson Screens (2017).

**Tabla 3. 11-4**  
Área abierta secciones 30 – 191.

Sección	Área abierta					
	20%	30%	40%	50%	60%	70%
30	0.008	0.013	0.02	0.03	0.045	0.07
47	0.012	0.02	0.031	0.047	0.071	0.11
63	0.015	0.026	0.041	0.06	0.09	0.14
69	0.018	0.03	0.047	0.071	0.107	0.166
93	0.022	0.038	0.059	0.089	0.134	0.208
118	0.029	0.05	0.077	0.116	0.174	0.271
130	0.033	0.056	0.087	0.13	0.195	0.303
191	0.04	0.084	0.13	0.195	0.293	0.455
<b>Tamaño de la abertura en pulgadas</b>						

Adaptado de Johnson Screens (2017).



Una vez que seleccione la sección y geometría deseada para la criba de acuerdo a las condiciones de la operación, existen otros factores que no se deben de pasar por alto estos son la resistencia, costo y espacio disponible. Algunos proveedores son Johnson Screens e Industrial Screens ver, [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 29 y Material 30.](#)

Matthews (1985) menciona que las cribas de perfil se utilizan en dos campos: (1) parrillas generales en la que los paneles de las cribas están montados en una criba vibratoria convencional, (2) cribas estáticas con superficies planas o curvas, que generalmente se utilizan en medios húmedos como las cribas Sieve Bends y cribas cilíndricas.

### **Magnitud de la vibración.**

Gupta y Yan (2016) mencionan que la obstrucción de las aberturas en el proceso de cribado causa grandes problemas durante la operación. Es difícil que las cribas puedan evitarlo, dos soluciones son: (1) es utilizar un revestimiento de caucho o plástico y (2) impartir un movimiento vibratorio o circular en la criba.

Algunas de las cribas están equipadas con dispositivos que permiten el movimiento de criba, de esta forma las superficies de cribado se pueden clasificar según la forma de movimiento, estas son lineal, circular y elíptico.

Estos movimientos permiten que las partículas se muevan en línea recta, vibración lineal, movimientos circulares o movimientos elípticos. Cada equipo cuenta con diferentes mecanismos para generar la vibración de las cribas, regularmente los fabricantes indican este aspecto en sus catálogos:

- Amplitud de la vibración.
- Fuerza G.
- Inclinación recomendada.
- Ancho de las aberturas.
- Velocidad de rotación.
- Tamaño del motor.

Beer et. al (2010) definen a la vibración como el movimiento de una partícula o un cuerpo que oscila alrededor de una posición de equilibrio, para la vibración de un cuerpo este debe estar apoyado en una superficie vibrante. La amplitud de una vibración se cuantifica en función de su desplazamiento, la velocidad (frecuencia de vibración) y aceleración debido al cambio de dirección, para el caso de las cribas esta se expresa en la amplitud de la vibración que se mide en milímetros y la velocidad en rpm.

Otro parámetro importante para el movimiento vibratorio es la fuerza “G”. Flintoff y Kuehl (2011) mencionan que se puede calcular con la siguiente expresión:

$$G = \frac{N^2(S)}{7,789,129} \quad (3.11.30)$$

Donde:

G: Fuerza G (conocida también como número de lanzamientos).

N: Velocidad de la vibración, rpm.

S: Desplazamiento de la partícula, mm.

Flintoff y Kuehl (2011) indican que las cribas tienen fuerzas G típicas de 3.5 hasta 5.0, esto nos habla que una partícula puede ser acelerada hasta 5 veces más que la aceleración estándar producida por la gravedad de la tierra (1G es igual a  $9.81 \text{ m/s}^2$ ). El valor de la fuerza G es mayor cuando se criban cargas pesadas, materiales pegajosos o donde se tienen problemas de obstrucción en las aberturas.

La vibración tiene el objetivo de permitir que los finos atraviesen el lecho de partículas para llegar a la superficie de cribado. Gaudin (1939) demostró que la probabilidad de que la partícula pase a través de una criba es:

$$p = \left( \frac{a - d}{a + b} \right)^2 \quad (3.11.31)$$

Donde:

a: Dimensión de la abertura, mm

d: Tamaño de partícula de la cual el 50% pasó a través de la criba, mm

b: Calibre del alambre, mm

Gupta y Yan (2016) mencionan que esta probabilidad en la práctica se ve afectada por la amplitud, frecuencia y dirección de la vibración. Concluyendo lo siguiente:

1. Aumentar la amplitud de la vibración en un principio aumenta el porcentaje que partículas que pasan a través de la criba. Después de esto se alcanza un máximo, donde un aumento en la vibración disminuye el porcentaje de partículas que pasan entre las aberturas.
2. El cambio en la frecuencia tiene poco efecto en la cantidad de partículas que pasan por la criba.

### **Pendiente de la superficie de cribado.**

Mular (2003) menciona que la inclinación de la superficie de cribado permite que las partículas caigan en cascada con mayor velocidad por la pendiente y se incremente la posibilidad de que las partículas a traviesen las aberturas.

La tendencia indica que medida que aumenta la pendiente de la superficie de cribado aumenta la capacidad. Mular (2003) aclara que la eficiencia aumenta hasta una pendiente crítica para luego disminuir debido a la velocidad que alcanzan las partículas a lo largo de la longitud de la criba. Como se habló anteriormente el cambio de la superficie de cribado respecto a la horizontal disminuye el área efectiva de las aberturas.

En la práctica se consideran pendientes de  $20^\circ$  al  $25^\circ$  por debajo de la horizontal. Sin embargo, factores como la velocidad de las partículas, desplazamiento de las partículas por la vibración, tipo de criba y tamaño de las aberturas evitan que se cumpla con el aumento de la capacidad al modificar la pendiente de la superficie.

### Área de cribado.

Matthews (1985) menciona que una relación básica en la que se basa el cálculo del tamaño de la criba se expresa de la siguiente manera “El área de la superficie de cribado requerida es igual tonelaje de flujo continuo sobre la superficie de cribado”. En términos matemáticos esto se expresa como:

$$A (ft^2) = \frac{\text{Alimentación (stph)}}{\text{Capacidad empirica} \left( \frac{\text{stph}}{ft^2} \right) * (\text{Factores de corrección})} \quad (3.11.32)$$

Flintoff et. al (2019) mencionan que la ecuación fundamenta para el área de la cribado es:

$$A = \frac{T}{(C)(M)(K)(Q_1)(Q_2)(Q_2)(Q_4)(Q_5)(Q_6)} \quad [m^2] \quad (3.11.33)$$

Donde:

*T*: Flujo másico de la alimentación con un tamaño inferior a la abertura de la criba, stph

*C*: Capacidad base del equipo (stph) que pasa a través de la criba por pie cuadrado.

*K*: Factor del material fino (porcentaje del material que pasa a través de ½ del tamaño de abertura de la criba en la alimentación).

*M*: Factor del material grueso (porcentaje mayor a la abertura de la criba en la alimentación).

*Q*<sub>1</sub>: Factor de la densidad aparente (generalmente aproximadamente 60 % de la densidad del material).

*Q*<sub>2</sub>: Factor de la forma de la abertura.

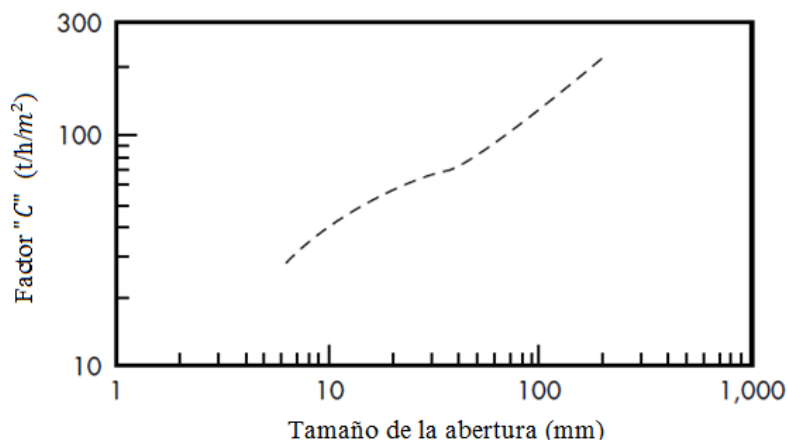
*Q*<sub>3</sub>: Factor de la forma de la partícula.

*Q*<sub>4</sub>: Factor de corrección del área abierta.

*Q*<sub>5</sub>: Factor del medio.

*Q*<sub>6</sub>: Factor de humedad.

**Capacidad base del equipo "C"**. Flintoff et al. (2019) proponen la Figura 3.11-27 para estimar la capacidad de la criba en función del tamaño de abertura.



**Figura 3. 11-27.** Correlación del factor de la capacidad base. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Gupta y Yan (2006) señalan que los factores de corrección se obtuvieron a velocidades de vibración normales de las cribas utilizando un mineral con una densidad aparente de 1.602 t/m<sup>3</sup> como estándar. Cuando la densidad aparente de un material específico es diferente al estándar, debe corregirse tomando la relación de las densidades específicas como:

$$\frac{F}{F_B} = \frac{\rho}{1.602}$$

Donde:

F: Capacidad de la densidad aparente del material real.

F<sub>B</sub>: Capacidad de la densidad aparente estándar.

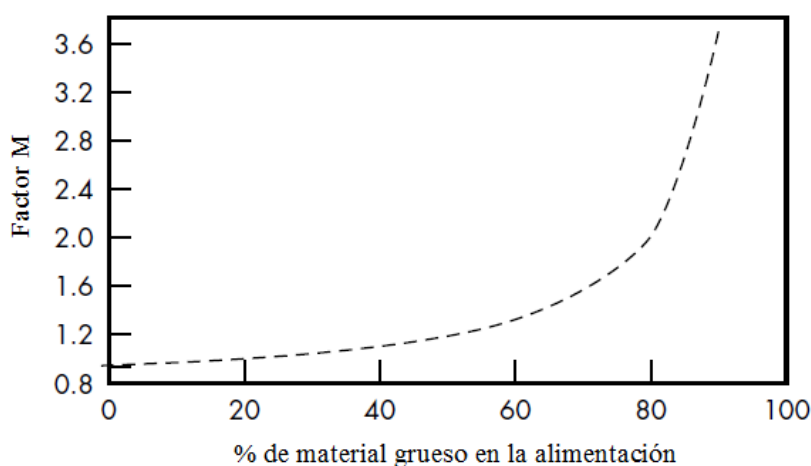
ρ: Densidad aparente del material t/m<sup>3</sup>.

De esta manera factor de corrección está dado por:

$$C = \frac{\rho}{1.602}$$

Nichols (1982) indica que una manera de encontrar el valor de la capacidad base de los equipos es con los gráficos propuestos por Allis – Chalmers en el [Apéndice B –IX](#) para diferentes tamaños de aberturas cuadradas.

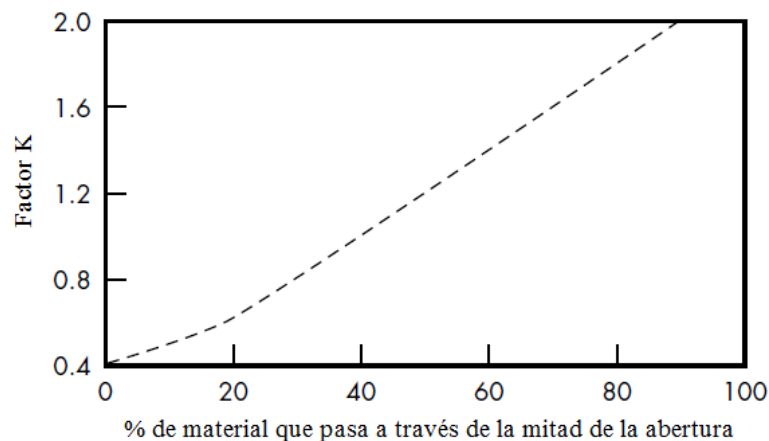
**Factor de corrección de sobretamaño "M".** Gupta y Yan (2006) indican que el porcentaje de partículas de gran tamaño debe ser del 25 % para un correcto cribado. Cuando el porcentaje de sobre tamaño en la alimentación es superior al 25 % la estratificación del lecho de partículas es incompleta y conduce a un error en el cribado. Esto se debe al hecho de cuanto mayor es el porcentaje de partículas de gran tamaño, más huecos existen en el lecho de partículas haciendo que el material fino se estratifique y llegue la superficie de cribado abriéndose a la oportunidad de obstruir la abertura. Este error debe tenerse en cuenta y se realiza una corrección para diferentes porcentajes de sobretamaño como se muestra en la Figura 3.11-28.



**Figura 3. 11-28.** Correlación del factor del material grueso. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

En el [Apéndice B - IX](#) se muestran los gráficos propuestos por Allis – Chalmers para la determinación del factor de corrección M con un amplio rango de porcentaje de material grueso.

**Factor de corrección para finos "K".** Los finos se definen como el porcentaje inferior a la mitad de la abertura de la criba. Por convención, el 40 % de finos en la alimentación se toma como estándar. A medida que aumenta la cantidad de material fino, aumenta la cantidad de material con una alta probabilidad de pasar a través de la superficie de cribado provocando o no la obstrucción de las aberturas. Este factor se puede determinar mediante el gráfico propuesto por Allis – Chalmers que se muestran en el [Apéndice B -IX](#) y el propuesto por Flintoff et al. (2019) que se muestra en la Figura 3.11-29.



**Figura 3. 11-29.** Correlación del factor del material fino. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Factor de densidad aparente.** Este puede determinarse con la Tabla 3.11-5 donde los valores no establecidos se pueden interpolar.

**Tabla 3. 11-5**  
Tabla del factor de densidad aparente.

Factor de densidad aparente	Valor
$t/m^3$	$Q_1$
0.4	0.25
0.8	0.5
1.6	1
2.08	1.3

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Factor de la forma de la partícula.** De acuerdo con Flintoff et al. (2019) este factor puede determinarse con la Tabla 3.11-6.

**Tabla 3. 11-6**  
Tabla del factor de forma de abertura.

Factor de la forma de la partícula	Valor
Forma de la partícula	$Q_3$
Cubica	1
Laminar	0.9

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Factor de la forma de la abertura.** Este factor se determina con la Tabla 3.11-7 para las diferentes formas de abertura.

**Tabla 3. 11-7**  
Tabla del factor de forma de partícula.

Factor de la forma de abertura	Valor
Forma de la abertura	$Q_2$
Cuadrado	1
Redondeado	0.8
Ranurado	
Espacio 2:1	1.15
Espacio 3:1	1.2
Espacio 4:1	1.25

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Factor del área abierta.** Este factor se determina la capacidad para diferentes áreas abiertas en cribas de acuerdo a su construcción y forma de la abertura. El factor se determina mediante la fórmula:

$$Q_4 = \frac{OA}{50\%}$$

Por ejemplo, si el área abierta es del 70 %:

$$Q_4 = \frac{70}{50} = 1.4$$

**Factor de cribado del medio.** Para el cribado en seco este factor tiene un valor de uno, pero para el cribado en húmedo el valor de este factor dependerá del tamaño de la abertura como se muestra en la Tabla 3.11 - 8.

**Tabla 3. 11-8**  
Tabla del factor del medio.

Factor del medio	Valor
Abertura	$Q_5$
Seco	1
Húmedo	
0.8 a 3.2 mm	1.25
4.8 a 6.4 mm	1.4
8 a 12.7 mm	1.2
14.3 a 25.4 mm	1.1

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Factor de humedad superficial.** La mayoría de los minerales tienen una humedad superficial inherente. Cuando el contenido de humedad es igual o menor al 5 % se puede considerar como una superficie seca. El valor de este factor se muestra en la Tabla 3.11 -9.

**Tabla 3. 11-9**  
Tabla del factor del medio.

Factor de humedad	Valor
Humedad	$Q_6$
$\leq 3\%$	1
3% a 6%	0.85
6% a 9%	0.7
Cribado en húmedo	1

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La ecuación fundamental para determinar el área de la criba discutida anteriormente fue desarrollada durante varios años, es importante mencionar que cada proveedor tiene expresiones para determinar el área de la criba que son modificaciones de la ecuación fundamental y establecen sus propios factores como es el caso de TelSmith y Nordberg.

Matthews (1985) menciona que a partir del valor obtenido del área de manera empírica con la ecuación fundamental (Ecuación 3.11.33) se puede determinar el ancho y longitud de la criba. Por ejemplo, con ecuación fundamental para determinar el área se obtiene un valor de  $3 \text{ m}^2$  se puede utilizar la relación L:2W dando como resultado una criba de tendría una criba de 2.43 m x 1.23 m. En caso de utilizar una relación L:3W se tiene una criba de 3 m x 1 m; el siguiente paso es buscar una criba que se adapten a las medidas obtenidas para realizar diversas pruebas para su selección definitiva.

Conociendo la alimentación, las dimensiones de la criba ( $L \times W$ ) de la criba pueden estimarse usando la expresión:

$$W = \frac{\text{Alimentación total } t/h}{\text{Razón de alimentación por metro}} = \frac{Q}{F}$$

Otro método para determinar la capacidad y las dimensiones de la criba es consultar datos empíricos de rendimiento de la criba producidos por fabricantes de cribas. En el [Apéndice B - X](#) se muestran las dimensiones disponibles de algunas cribas comerciales.

Una vez seleccionado las dimensiones de la criba se puede estimar la altura del lecho teórico del material, como lo indica Flintoff et. al (2019):

$$D = \frac{(M/p_b)}{3.6(W)(v)} \quad (3.11.34)$$

Donde:

$D$ : Altura del lecho, mm.

$M$ : Flujo másico de sólidos, toneladas métricas por hora.

$p_b$ : Densidad aparente del material,  $t/m^3$ .

$W$ : Ancho de la criba, m.

$v$ : Velocidad de la roca o mineral a través de la criba, m/s.

### Geometría de la criba.

Matthews (1985) menciona "Que otro método para llegar a la selección del ancho de la criba es mediante la profundidad teórica de la capa de material sobre la superficie de cribado (p.3E-10). Mular (2003) indica que una vez que se ha estimado el área de la criba "A", se debe determinar el ancho de la criba y la longitud manteniendo una relación de 1:2 o 3 con el objetivo de maximizar la capacidad. El ancho se puede estimar a partir de:

$$W = \frac{400 F}{DT(\text{densidad aparente})} \quad (3.11.35)$$

Donde  $F$  es la capacidad de la criba en toneladas cortas por hora,  $D$  la altura del lecho de partículas en ft,  $T$  es la velocidad de desplazamiento del mineral sobre la criba en ft/min y densidad aparente debe estar en  $\text{lb}/\text{ft}^3$ .

" $D$ " es la altura del lecho de partículas el cual debe de ser menor o igual que:

$$D = [2 + 0.02(\text{densidad aparente})] (X_s) \quad [\text{ft}] \quad (3.11.36)$$

Donde " $X_s$ " es el tamaño de corte deseado en in. y la densidad aparente  $\text{lb}/\text{ft}^3$ . Los valores para " $T$ " pueden ser aproximados, para cribas de vibración en movimiento circular inclinada en contraflujo es:

$$T = -120 + G \quad (3.11.37)$$

" $G$ " es el ángulo de inclinación de la superficie de cribado generalmente  $16^\circ - 28^\circ$ . La longitud esta dada en ft por la expresión:

$$L = \frac{A}{W} \quad (3.11.38)$$

El área de criba es " $A$ ", los valores de  $L$  y  $W$  debe de coincidir lo más posible con los equipos disponibles en el mercado. El ángulo de la superficie de cribado para varios caudales (toneladas cortas por hora) y varios anchos de cribas, se obtiene mediante la expresión:

$$G = 15.5 \sqrt{\frac{F}{W}} \quad (3.11.39)$$

Mular (2003) indica que los ángulos para cribas de movimiento circular son de  $16^\circ - 28^\circ$  y los anchos van de 24, 36, 48, 60, 72, 84 y 96 pulgas. Siempre que se estime el ancho de las cribas se debe de redondear al entero más cercano.

### Capacidad de cribas rectas.

Gupta y Yan (2016) indican que la capacidad está relacionada con las características de cada criba y las características del material. Las características de la criba son área de la superficie de trabajo, tamaño y tipo de abertura, pendiente, método de vibración, número de camas.



Las características del material son:

- Tamaño y forma del material.
- Contenido de humedad.
- Eficiencia de cribado, incluido la altura del lecho de material.
- Medio de cribado (seco o húmedo).

La capacidad de una criba está dada por la cantidad de material grueso o en términos del flujo de material en el underflow (material fino). Gupta y Yan (2016) citan a Taggart como el responsable de concluir que la capacidad de una criba se basa en el porcentaje de material en la alimentación que es difícil de separar. Esta cualidad se denomina como porcentaje de tamaño crítico y se describe mediante la función:

$$F_B = \frac{73.14 (L_A)(p_B)}{C} \quad (3.11.40)$$

Donde:

$F_B$ : Velocidad de alimentación básica toneladas por hora por metro del ancho de la criba.

$L_A$ : Abertura en mm (malla cuadrada).

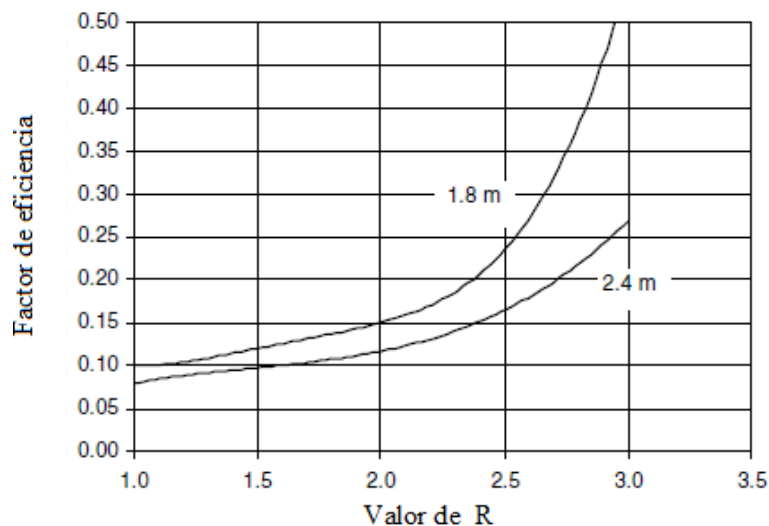
$p_B$ : Densidad aparente del material en  $kg/m^3$ .

$C$ : Porcentaje del tamaño crítico tomado en la alimentación, el tamaño crítico que va de 0.75 a 1.5 veces la abertura de la criba.

Gupta y Yan (2016) indican que la velocidad de alimentación real " $F$ " está relacionada con la velocidad de alimentación básica mediante:

$$F = F_B R \quad (3.11.41)$$

El factor " $R$ " está en función de la eficiencia de la criba, este factor fue determinado experimental para diferentes longitudes típicas de 1.8 y 2.4 metros (Figura 3.11.30).



**Figura 3. 11-30.** Relación del valor de R y el factor de eficiencia. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

### Ejemplo 3.11.7

Al realizar un muestreo en la alimentación de una criba, se obtuvo que el 32 % del material es mayor que la abertura de la criba y que el 25 % de la alimentación se encuentre entre 0.75 y 1.5 veces el tamaño de la abertura de la criba. Después del proceso de cribado en el material grueso solo se tiene el 10 % de material de menor tamaño.

$$\begin{aligned} \text{Factor de eficiencia} &= \frac{\text{partículas de menor tamaño en el material grueso}}{\text{partículas de tamaño crítico}} \\ &= \frac{(\% \text{ material de menor tamaño en el material grueso})(\% \text{ de material grueso alimentado})}{C(1 - \text{material de menor tamaño en el material grueso})} \\ \text{Factor de eficiencia} &= \frac{0.10(0.32)}{0.25(1 - 0.10)} = 0.14 \end{aligned}$$

Si se considera una criba con una longitud de 1.8 m un factor R con un valor aproximado 1.9

La consideración anterior es para cribas con una magnitud de vibración moderada. Para cribas con vibraciones superiores, es necesario establecer un factor que relaciona el factor R y el factor de eficiencia. Este factor es otorgador por los fabricantes de cribas.

### Capacidad en cribas curvas.

La capacidad de las cribas de superficie curva (Sieve Bend), al igual que las cribas rectas depende del área efectiva de superficie de cribado. Cuanto mayor es la curvatura de la criba mayor es la fuerza centrífuga por lo tanto se espera una mayor capacidad (Gupta y Yan, 2016).

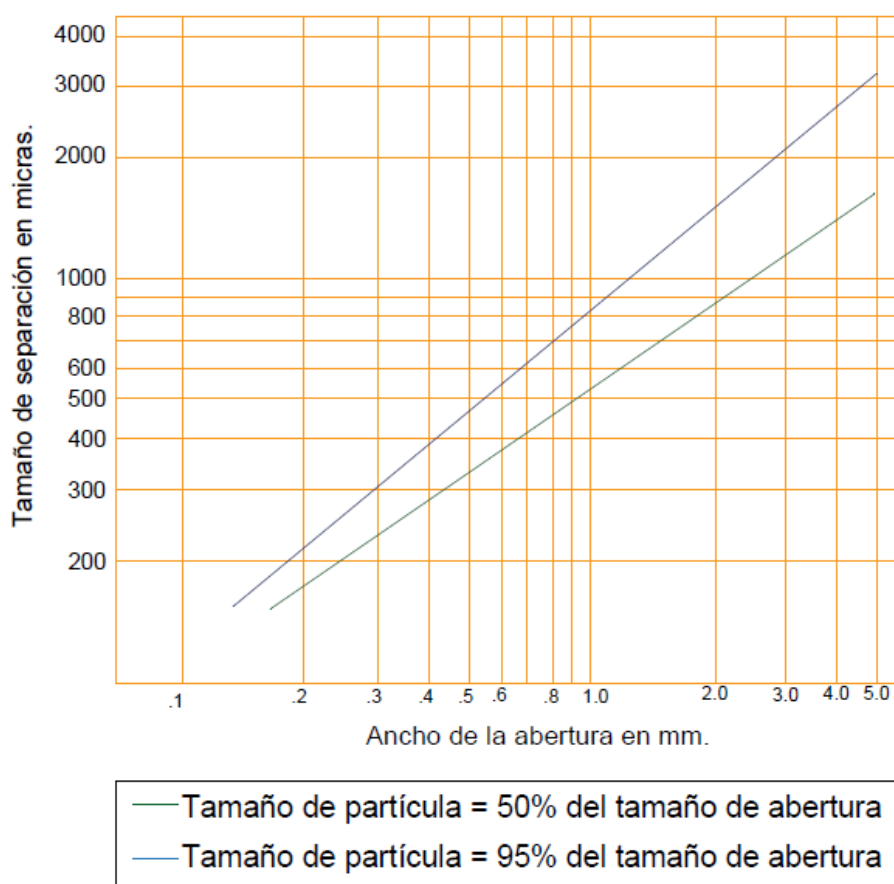
La capacidad y eficiencia de separación en las cribas curvas depende de:

- Espesor de la capa de alimentación.
- Radio de curvatura; cuando es menor a 760 mm y la velocidad es mayor que 3 m/s se tiene una gran repercusión en la operación de la criba.
- Ángulo respecto a la horizontal de la superficie curva.
- Viscosidad cinemática.
- Ancho de la abertura.
- Tensión superficial.
- Forma de las barras.
- Modo de vibración que emplea la criba.
- Número de ranuradas y aérea abierta entre ranuras.
- Número de Reynolds que se calcula a partir de la expresión  $R_e = \frac{(L v \rho)}{\mu}$ ; donde  $L$  es el ancho de la ranura,  $v$  la velocidad de la pulpa en la superficie curva,  $\rho$  es la densidad de la pulpa y  $\mu$  es la viscosidad de la pulpa.

Gupta y Yan (2016) mencionan que en las curvas Sieve Bend que tienen un radio de curvatura bajas se obtienen una fuerza centrífuga alta y por lo tanto más capacidad. Además, afirman que cuando “el número de Reynolds menores o iguales a 300, la relación entre la capacidad de separación de las partículas de menor tamaño y la capacidad de alimentación aumentan, pero por encima de 400 el número de Reynolds no tienen ningún efecto sobre la capacidad” (p. 397).

Stavenger (1985) menciona que las cribas Sieve Bend se utilizan en operación para la separación de partículas que van desde 150  $\mu\text{m}$  a 3 mm en pulpas cuya densidad es hasta del 45 % de sólidos en volumen y se requiere una velocidad de 12 – 18 m/s. Para la estimación de la capacidad de cribas curvas, desarrollo un gráfico para la estimación de la capacidad a partir de dos relaciones una para un rango de tamaño inferiores a 300  $\mu\text{m}$  y otra para partículas mayores a 300  $\mu\text{m}$  hasta 3 mm, siempre que la velocidad de la alimentación sea de 3 m/s.

**Separaciones en el rango de tamaños de 300  $\mu\text{m}$  a 3 mm.** Para estas operaciones se requiere una velocidad de alimentación mínima de 10 fps. En la Figura 3.11.29 se selecciona la abertura entre las barras correspondiente al 95 % del tamaño de partícula requerida para el proceso en función del tamaño de separación deseado. Posteriormente se utiliza la Figura 3.11.31 para determinar la capacidad de la criba que tenga el espacio entre las barras seleccionado en la Figura 3.11.32.



**Figura 3. 11-31** Relación entre el tamaño de separación y ancho de la abertura. Adaptado de Weiss (1985).

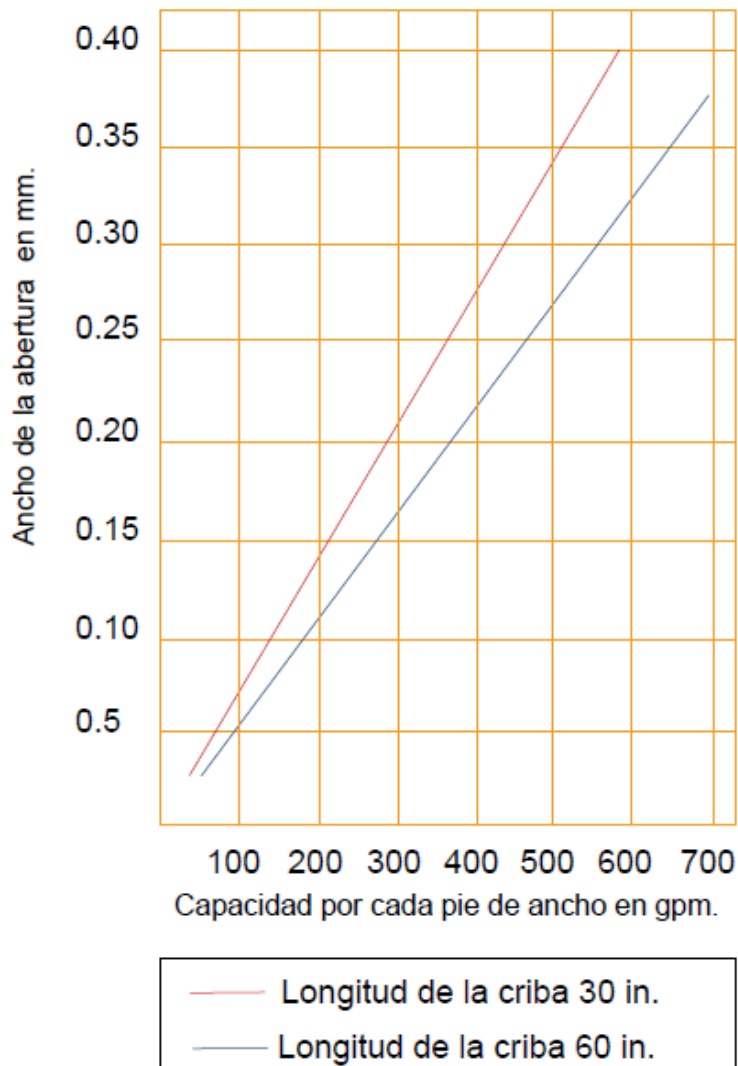


Figura 3. 11-32 Relación del ancho de abertura y capacidad. Adaptado de Weiss (1985).

Por ejemplo, se considera un tamaño de separación aproximado del 50 % del ancho de la abertura, si el tamaño de separación es de  $500 \mu m$ . Utilizando la Figura 3.11-29 se obtiene que un ancho de las 0.9 mm.

Posteriormente en la Figura 3.11-30, para la una longitud de criba de 30 pulgadas y un ancho de 0.9. Se tiene una capacidad de 130 galones por minuto por pie del ancho de la criba.

**Separaciones en el rango de tamaños menor a  $300 \mu m$ .** Para tales condiciones si se considera que la separación entre las barras es igual al 95 % del diámetro de la partícula se habla de separaciones menores a 0.3 mm se debe de considerar una barra con un diámetro de 0.60 pulgadas. Por lo regular se tienen capacidades de 55 toneladas por hora de finos.

### Capacidad de parrillas.

Estos equipos toman el material directo de mina con el objetivo de depurar el material grueso, son utilizados a menudo en los circuitos abiertos. Gupta y Yan (2016) afirman que la capacidad de estos equipos está dada por la dimensión de la superficie de cribado, profundidad del lecho, densidad aparente del material y velocidad con la cual se desplaza el material sobre la superficie, de tal forma que se puede expresar como:

$$Q_s = 6 \times 10^5 (D)(W)(v)(\rho_B) \quad (3.11.42)$$

Donde:

$Q_s$ : Capacidad de la parrilla, toneladas métricas por hora.

$D$ : Altura del lecho en el extremo de alimentación, mm.

$W$ : Ancho de la parrilla, m.

$v$ : Velocidad de las partículas sobre la criba, m/min.

$\rho_B$ : Densidad aparente del material,  $\text{kg/m}^3$ .

#### 3.11.1.3 SELECCIÓN DE CRIBAS

Matthews (1985) indica que ante la gran variedad de cribas se debe de evaluar la eficiencia de estas en el proceso que se llevara a cabo en planta. Es importante contemplar la existencia de posibles operaciones que tenga un proceso semejante para comparar y tomar algunas referencias sobre las condiciones sobre las cuales opera, tomando elementos para evaluar su posible aplicación. Es importante considerar las características de alimentación, eficiencia y mantenimiento varían en cada operación.

La correcta elección de la criba es primordial para segura la eficiencia del circuito de trituración y molienda. La información con la que debe contar el diseñador para seleccionar el tipo de criba son:

1. Tamaño y peso de la partícula más grande a alimentar.
2. Tamaño de la abertura de la criba.
3. Limitaciones de espacio y peso en la planta de beneficio.
4. Granulometría y temperatura de la alimentación.
5. Alimentación total en toneladas por hora.
6. Maquinaria existente en los circuitos de trituración y molienda.
7. Método de montaje de la criba.
8. Características especiales de construcción requeridas por las cribas.
9. Operación eliminación de gruesos, cribado, lavado y horas de operación por día.
10. Espacio permitido para no exceder el número de camas.
11. Diagrama del proceso.
12. Lugares donde la operación de cribado se llevará a cabo en la planta.
13. Limitaciones de la planta de beneficio.

Estos datos deben ser comparados con los que ofrece cada proveedor, además del conocimiento sobre el modo de operación de los diferentes equipos de cribado permiten lograr una correcta decisión.

Flintoff et. al (2019) afirman que los métodos para la selección de cribas se han basado durante varios años en dos enfoques:

1. Métodos empíricos basados en la recolección de los datos experimentales.
2. Pruebas de cribado en laboratorio escaladas a nivel industrial.

Durante años estos enfoques se han utilizados de manera efectiva, el enfoque emplea correlaciones empíricas para estimar el área de la criba, ancho de la criba, magnitud de la vibración, pendiente de la criba, selección del medio de cribado y determinación del área abierta. Estos cálculos junto con documentos de diseño en operaciones similares y la realización de prácticas de cribado permiten la correcta selección del tipo de criba a utilizar, esto regularmente es un proceso iterativo.

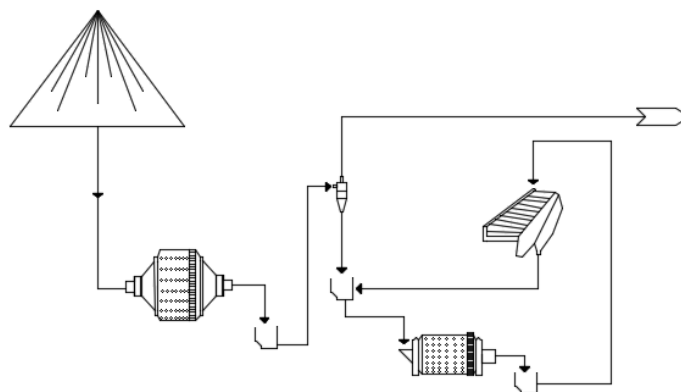
#### 3.11.1.4 CASO DE ESTUDIO: MINERA SAUCITO, MÉXICO (2015)

Generalmente en los circuitos de molienda se utilizan para la clasificación hidrociclones los que tienen una eficiencia del 60 % a 70 %, por otro lado, las cribas no habían sido una opción viable debido a que el rango de separación de estos equipos se encontraba en tamaños que va de 90 – 75  $\mu\text{m}$ . Con el desarrollo de nuevas tecnologías como las Cribas Derrick ofrecen la clasificación de partículas menores a 50  $\mu\text{m}$  otorgando una eficiencia hasta del 95 %.

Estrada y Gómez (2015) mencionan que Minera Saucito en el año 2014 realizó el cambio de hidrociclones por Cribas Derrick convirtiéndose en la primera operación en México que cuenta con este sistema. El principal objetivo de este cambio fue el de aumentar la capacidad del circuito de molienda al menos un 15 % y asegurar la granulometría para el proceso de flotación ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 32](#)).

La capacidad instalada en planta es de 3,200 tpd con un circuito de flotación selectiva de Pb-Zn. Durante el año del 2013 se llevó a cabo un proyecto para ver la factibilidad de implementar un nuevo sistema de clasificación, fue así como se decidió instalar 6 cribas Derrick de 5 módulos cada una con un tamaño de corte a 100  $\mu\text{m}$ . Cada criba tenía una capacidad de 50 tph, operando en circuito cerrado con el molino de bolas.

La operación de estos equipos es totalmente diferente a la de los hidrociclones, con los hidrociclones se tiene que regular la presión de entrada, porcentaje de sólidos, volumen de la pulpa bombeada y se requiere mucho cuidado con los cambios en el diámetro del vortex y ápex para mantener un equilibrio en la operación. Con las cribas Derrick solo se bombea la pulpa al distribuidor y eso es todo, por lo tanto, los demás factores no tienen fluctuaciones significativas en los parámetros de operación de las cribas. El circuito fue modificado se muestra en la Figura 3.11-33.



**Figura 3. 11-33** Circuito modificado en Minera Saucito. Adaptado de Estrada y Gómez (2015)

El cambio del sistema de clasificación, en primera instancia generó una disminución en el amperaje del molino de bolas y la carga circulante disminuyó a valores del 100 %, permitiendo que se incrementara la alimentación de carga fresca. Estas cribas redujeron el tiempo de mantenimiento pasando de 300 horas a cada 500 horas. Otro de los cambios notables fue el consumo de energía que se tuvo un ahorro del 11.8 % kW.h/t.

La implementación de las cribas Derrick trajo cambios en la granulometría de la alimentación a la flotación modificando de 56 a 67  $\mu\text{m}$ . Lo cual trajo consigo una baja en la recuperación de Ag en el concentrado de Pb aproximadamente de 2.7 %. Uno de los cambios más drásticos se dio en la recuperación de oro gravimétrico que se perdió en el circuito de molienda. Al tener hidrociclones en el circuito de clasificación se tenía una carga circulante alta, lo cual genera un pre-concentrado de oro facilitando la recuperación mediante un equipo de concentración gravimétrica.

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 Cribado](#) se muestran dos artículos para una mayor comprensión de las cribas de alta frecuencia estos artículos son:

- [Material 31. Applications of Fine Screens in Grinding Circuits – Valine S., Wheeler J. y Albuquerque L.](#)
- [Material 33. Testing the High Frequency Fine Screen Model Using Industrial Data – Mwale A., Mainza A., Bebswa P., Frausto J. y Ballantyne G.](#)

### EJERCICIOS PROPUESTOS

1. En una mina de carbón se procesa antracita de una unidad de pulverización que contiene 80 % en peso de material fino. Para eliminar este material fino, se realiza el cribado de 250 tph utilizando una criba de 1.8 mm. Los productos de gran tamaño y finos se muestrean y analizan. Se encontró que el material de mayor 1.8 mm en el producto de mayor tamaño representa un 40 % y el material fino un 10 %.

Se pide al ingeniero que estime el tonelaje de finos eliminados en el underflow y el tonelaje de los finos que quedan en el overflow.

**Solución: finos U/F 150 toneladas por hora y en el O/F 50 toneladas por hora**

2. Se utilizó una criba con una cama con una abertura cuadrada de  $\frac{1}{4}$  pulgada de malla metálica con alambre de acero inoxidable de 1 mm de diámetro uniforme para clasificar mineral triturado y seco que tiene la siguiente granulometría:

Tamaño (mm)	% peso retenido
15	7
10	12.8
7.5	16.2
5	23.6
3.75	15.4
2.5	11.3
1	7.5
0.5	3.7
-0.5	2.5

Estimar el área de la criba, tamaño de la criba para una separación eficiente y calcule el área de las camas en caso de que se utilice una criba con dos camas. Considere una densidad aparente del mineral de  $1.6 \text{ t/m}^3$  y una velocidad de alimentación de 100 tph.

**Solución:  $16.34 \text{ ft}^2$ ,  $0.64 \times 2.359 \text{ m}$**

3. El análisis del cribado de un mineral de hierro se muestra en la siguiente tabla. La densidad aparente es de  $2,080 \text{ kg/m}^3$  y contiene 5 % de humedad.

Tamaño , mm.	% Acumulado de masa que pasa
50	100
25	95
12.5	90
6.3	75
3	33

El mineral tuvo que cribarse a una velocidad de 90 tph a través de una criba con una abertura cuadrada de media pulgada. El área abierta de la criba es de 60 %. Determinar:

- Área efectiva de la criba.
- Altura del lecho de partículas,  $v: 0.33 \text{ m/s}$ .

**Solución:  $17.465 \text{ ft}^2$ ,  $6.5 \text{ cm}$**

4. En una mina durante el proceso de beneficio se criba el producto de la trituración terciaria el cual contiene un 45 % de material con un tamaño – 0.5 mm. Se utiliza una criba con una superficie de cribado con una abertura de 0.5 mm, alimentando 700 toneladas por día. Si se obtienen 280 toneladas por día de material – 0.5 mm sin ninguna partícula de gran tamaño. Determine la eficiencia de la criba.

**Solución: 88.9 %**



5. Una mina procesa un mineral de hierro en la criba primaria se alimentan 1,000 toneladas al día. El laboratorio reporta la ley de hierro es del 60 % para las fracciones gruesas y finas. La cantidad de finos es de 400 toneladas al día, el valor de hierro presente en los finos se estima de 200 toneladas diarias. ¿Cuál es el valor del ensayo de porcentaje de gruesos?

**Solución: 66.67 %**

6. Una piedra caliza triturada consiste en un 25 % a un tamaño  $-1/4$  del tamaño que se utilizara para la construcción. Para obtener caliza a un tamaño  $+1/4$  para la preparación de concreto se utilizará una criba con una abertura de  $1/4$ . Los productos de overflow y el underflow de la criba contiene 80 % del tamaño  $+1/4$  y 95% del tamaño  $-1/4$  respectivamente. Si la alimentación a la criba es de 55 toneladas por hora.

- a) ¿Cuántas toneladas de partículas de  $+1/4$  que se encuentra en el underflow de la criba?
- b) Estime la efectividad de la criba.

**Solución: 0.1835 toneladas, 99.56 %**

7. El producto triturado de una mena de titanio consiste en un 50 % con un tamaño  $-1'' + 3/4''$ . El cual se alimenta en una criba de dos camas con superficies de cribado con una abertura de  $1''$  y  $3/4''$ . El muestreo y el análisis granulométrico de tres fracciones que da como resultado un 10 % y un 90 % de  $-1'' + 3/4''$  en las fracciones superiores e intermedias. La fracción inferior es  $-3/4''$ . Calcule la relación entra la fracción media y la alimentación. También calcule la eficiencia de la criba de dos camas para separar material  $-1'' + 3/4''$ .

**Solución: 0.53, 95.3 %**

8. La longitud y ancho efectivo de una criba son de 9 y 3 ft. La criba está hecha de alambre de 10 mm de diámetro con un área abierta del 70 %. El tamaño de alimentación del mineral a cribar tiene partículas de sobre tamaño en un 48 % y una cantidad de finos del 30 %. La razón de desplazamiento del material en la criba es de 2 m/min y la razón de alimentación es de 50 t/h. La densidad aparente del material es de 1.8. Estimar.

- a) Profundidad del lecho de partículas.
- b) Comente sobre la posibilidad de aumentar la alimentación a 120 t/h.

**Solución: 4.21 mm, justifique su respuesta**

9. Se trituro un mineral con una densidad aparente de 1.8 en una trituradora de quijada y después una trituradora de cono produciendo un producto cuyo tamaño es mayor a la malla 16 fue del 25 % y un factor de finos de 1.1. El mineral triturado se criba con una abertura cuadrada de malla 16 con un alambre de 0.59 mm. Calcular:

- a) Área de la criba para una alimentación de 60 toneladas cortas por hora.
- b) Cantidad de material fino resultante del cribado cuando la eficiencia es del 80 %.

**Solución: 87.69 ft<sup>2</sup>, 48 toneladas**

10. Un producto triturado contienen un 50 % de tamaño  $-1 + \frac{3}{4}$  de pulgada. Este material se alimenta a una criba de dos camas utilizando cribas de  $1 + \frac{3}{4}$  de pulgada. El muestreo y el análisis de tamaño de las tres fracciones de tamaño dan como resultado un 10 % y un 90 % de partículas con un tamaño  $-1 + \frac{3}{4}$  de pulgada en las fracciones gruesas e intermedias respectivamente. La fracción inferior al tamaño de  $-\frac{3}{4}$  no se consideró en el muestreo. Calcule la eficiencia de la criba de dos camas para separar el material  $-1 + \frac{3}{4}$  de pulgada.

**Solución: 96.34 %**

11. Se alimenta a una criba vibratoria de dos camas mineral con un tamaño de malla – 10 para su separación. El producto deseado es  $-40 + 60$  mallas, por lo tanto, se utilizan mallas de 40 y 60 mallas en las camas. Durante la operación de la criba se tomaron muestras y se analizó el tamaño de los productos, conformando la siguiente tabla que muestra el porcentaje retenido de cada producto.

Malla	Alimentación	Partículas de gran tamaño desde la criba de 40 #	Partículas de gran tamaño desde la criba de 60 #	Partículas de menor tamaño desde la criba de 60 #
- 10 + 20	0.097	0.197	0.026	0.0005
- 20 + 30	0.186	0.389	0.039	0.0009
- 30 + 40	0.258	0.337	0.322	0.0036
- 40 + 60	0.281	0.066	0.526	0.349
- 60 + 85	0.091	0.005	0.061	0.299
- 85 + 100	0.087	0.006	0.026	0.347

Se pide al ingeniero calcular la efectividad de las cribas de doble cama para separar material de  $-40 + 60$  mallas.

**Solución: 23.08 %**

## REFERENCIAS

- Beer J. y Cornwell S. (2010). *Mecánica Vectorial para Ingenieros Dinámica* (p. 1216). 9a ed. McGraw Hill.
- Beerkircher G. (1997). *Banana Screen Technology* En Kowatra K. y Kawatra S. (Eds.). *Comminution Practices* (pp. 37 - 40). Society for Mining Metallurgy ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 21](#)).
- Bise Christopher J. (2013). *Modern American Coal Mining, Methods and Applications* (pp. 254-257). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Burroughs C. (1991). *Materials Beneficiation* (pp. 43-47). Springer- Verlag.
- Clark B. (2007). *The Derrick Stack Sizer: Revolutionary Advancements in Wet Screening Technology*. 39th Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 19](#)).
- Derrick Corporation (2015). *Fine Screening 9/18*.
- Estrada H. y Gomez S. (2015). *Utilización de Cribas Derrick en Sustitución de Hidrocilones como medio de clasificación*. Memoria Convención No. 31, pp. 267 – 272.
- Flintoff B. y Kuehl R. (2011). *Classification by Screens and Cyclones*. En Darling P. (Ed.). *Mining Engineering Handbook* (pp. 1481 - 1489). Society of Mining, Metallurgical and Exploration, Inc. (SME).
- Flintoff B., Ogawa R. y Jacobson D. (2019). *Screens*. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 569 -594). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Gaudin A. (1939). *Principles of Mineral Dressing*. McGraw – Hill.
- Gupta A. y Yan D. (2006). *Mineral Processing Design and Operations* (pp. 370 - 415). 2a ed. Elsevier B.V.
- Haver & Boecker (2003). *Industrial Wire Screens*. P-27-E161
- Jackson H. (1984). *The Use of Mogensen Sizers in the Coal Industry*. The AusIMM, Symposium on Coal and Mineral Sizing.
- Johnson Screens (2017). *Industrial Screens*. Aqseptence Group, Inc.
- Kelly E. y Spottiswood J. (1990). *Introducción al Procesamiento de Minerales* (p. 500). Editorial Limusa.
- Mankosa M., Kohmuench J. y Honaker R. (2019). *Fluidized – Bed Classifiers*. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (p. 611). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Mathewson D., Norris R. y Dunne M. (2006). *Cost – Effective Dry Screening, Dewatering and Water Treatment*. Green Processing Conference. Newcastle.
- Matthews C.W. (1985). *General Classes of Screens*. En Weiss N. (Ed.), *Mineral Processing Handbook* (pp. 3E-1 – 3E-13, 3E-25 – 3E-40). Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME..
- McNichols Co. (2013). *Wire Mesh Metal Mesh. Woven & Welded Wire Mesh, Perforated Metal, Decorative Mesh, Extunder Disc*.
- Metso (2353-03-10 MBL/ PITTSBURGH). *Mining Screens*, Metso Corporation.
- Mogensen Allgaier – Group (2014). *Mogensen Sizer*
- Mular A. (2003). *Size Separation*. En Fuerstenau C. y Han K. (Eds.). *Principles of Mineral Processing* (pp. 119 - 144) Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Nichols J. (1982). *Selection and Sizing of Screens*. En Mular A. & Jergensen V. (1982). *Design and Installation of Comminution Circuits* (pp. 509 -522). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers. [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 Cribado – Material 27](#).
- Perforaed Sheets (Perfopol). *Cátalogo de equipos*.
- Rogers R. y Kenneth B. (1985). *High Frequency Screens versus Hydrocyclones for Closed Circuit Fine Grinding*. Society of Mining Engineers of AIME. 85 -142.

- Sánchez H. y Gómez S. (2015). Utilización de Cribas Derrick en Sustitución de Hidrociclones como Medio de Clasificación. Memoria Convención Internacional de Minería AIMMGM XXXI.
- Stavenger L. (1985). Sieve – Bend Screens. En Weiss N. (Ed.). Mineral Processing Handbook (pp. 3E-19 – 3E-25). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME.
- Subba D. (2011). Mineral Beneficiation a Concise Basic Course (pp. 27-33). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Subba D. (2016). Minerals and Coal Process Calculations (pp. 55-67). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Taggart A. (1945). Handbook of Mineral Dressing (pp. 7-06 – 7-16). Wiley Engineering Handbook Series.
- Valine S. y Wennen J. (2002). Finse Screening in Mineral Processing Operations. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.). Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 917 - 925). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME) [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.10 – Material 20.](#)
- Wheeler J. y Packer B. (2011). Increasing Capacity and Efficiency of Grinding Circuits with High Frequency Screens. Metallurgical Plant Design and Operating Strategies (MetPlant 2011).
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (pp. 181-197). 8a ed. Elsevier B.V. Woven Wire Screens & Woven Wire Mesh. Dorstener Wire Tech.
- Yell A. (2017). New Innovations for Dewatering using Teepee Panelson on Vibrating Screens. The Conference of Metallurgists.

### 3.11.2 CLASIFICADORES HIDRÁULICOS

También conocido como hidrociclones es un dispositivo de clasificación de funcionamiento continuo que utiliza la fuerza centrífuga para acelerar la velocidad de sedimentación diferencial de las partículas de acuerdo a las diferencias de masas en las partículas. En comparación con las cribas que emplean un medio físico para llevar a cabo la separación, los hidrociclones llevan a cabo la separación de partículas teniendo como base su velocidad terminal a través de un fluido (Flintoff y Knorr, 2019).

Cuando una partícula cae libremente en el vacío está sujeta a una aceleración constante y su velocidad aumenta independiente del tamaño y densidad, en un medio viscoso como el aire o agua; el fluido presenta una resistencia al movimiento de la partícula, aumentando en función de la velocidad con la que cae la partícula. Cuando se alcanza el equilibrio entre la fuerza de la gravedad y la fuerza de resistencia del fluido, el cuerpo alcanza su velocidad terminal desde este punto cae a una velocidad constante (Wills y Finch, 2016).

Estos equipos no tienen partes móviles, consisten en una sección cilíndrica con una entrada de alimentación tangencial y una sección cónica que está abierta en la parte inferior, este orificio de descarga es conocido como ápex. En la parte superior de la sección cilíndrica se encuentra cerrada con una placa a través de la cual pasa un tubo de desbordamiento montado axialmente. Esta tubería se extiende hacia el cuerpo del hidrociclón conocido como vortex, en la Figura 3.11-34 se ilustra los componentes de un hidrociclón.

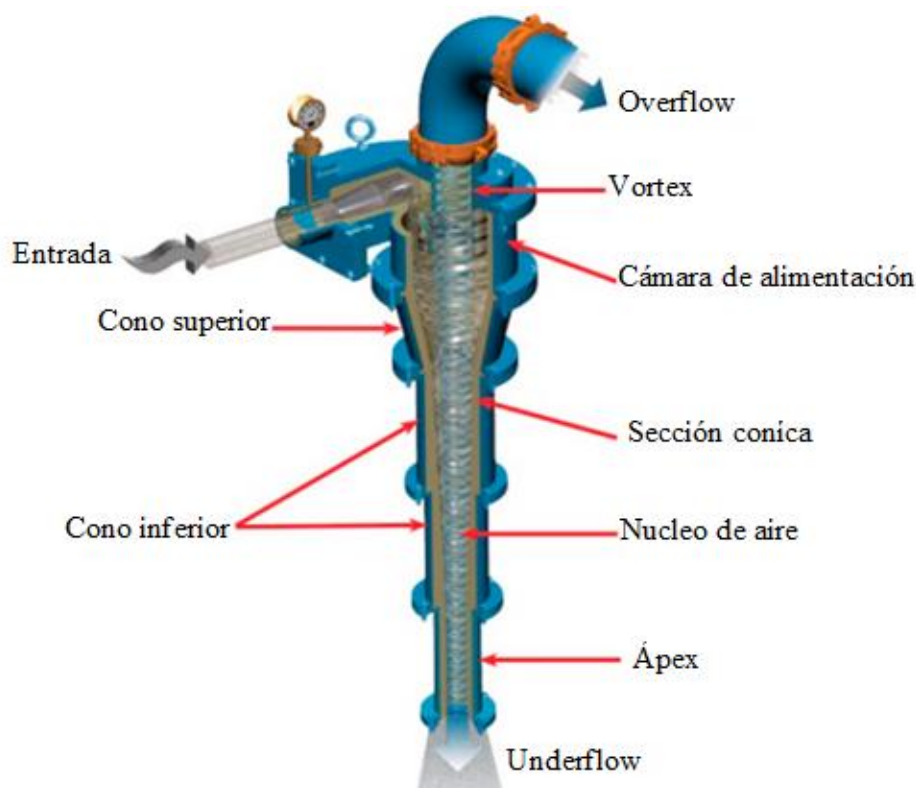


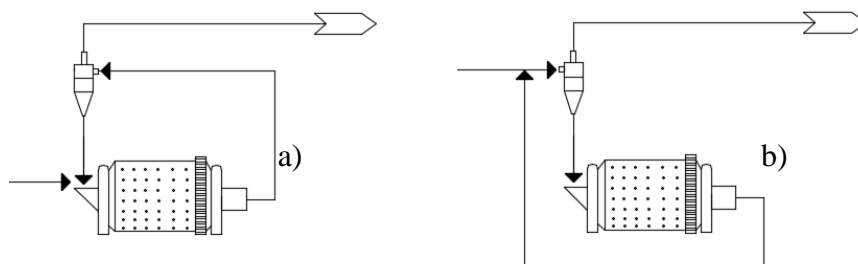
Figura 3. 11-34 Componentes de un hidrociclón. Adaptado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

La pulpa a una alta velocidad se alimenta tangencialmente en la parte superior de la sección cilíndrica. Por la forma circular de la sección, este viaja en un giro rápido que centrifuga las partículas sólidas más grandes para que se mantengan contra la pared del ciclón y sigan una trayectoria en espiral hacia la sección inferior para ser descargadas por el ápex; los finos se desbordan a través del vortex. Durante el proceso en el centro del ciclón hay una zona de baja presión y baja fuerza centrífuga que rodea el vortex donde se desarrolla un núcleo de aire, esto permite que las partículas finas se descarguen en el desbordamiento (Wills y Finch, 2016).

Estos equipos necesitan de bombas de alta presión para alimentar la pulpa a alta velocidad, lo cual representa un problema de desgaste en la bomba y en el interior del hidrociclón en la zona de alimentación (Burroughs, 1991, p. 86).

Wills y Finch (2016) indican que existen una amplia gama de tamaños de hidrociclones, que varían desde 2.5 m de diámetro hasta 10 mm. Esto corresponde a tamaños de corte de 300  $\mu\text{m}$  hasta 1.5  $\mu\text{m}$  alcanzando presiones hasta de 200 kPa.

La instalación de estos equipos se puede dar en unidades individuales o grupos normalmente llamados bancos de hidrociclones. La principal aplicación de los hidrociclones en las plantas de beneficio se da en los circuitos de molienda, permitiendo arreglos de circuitos cerrado directo y cerrado invertido, ver Figura 3.11-35. Además de ser utilizados para la clasificación de limos y arenas en presas de jales.



**Figura 3. 11-35** Circuitos de molienda: a) Circuito cerrado directo y b) Circuito cerrado inverso.

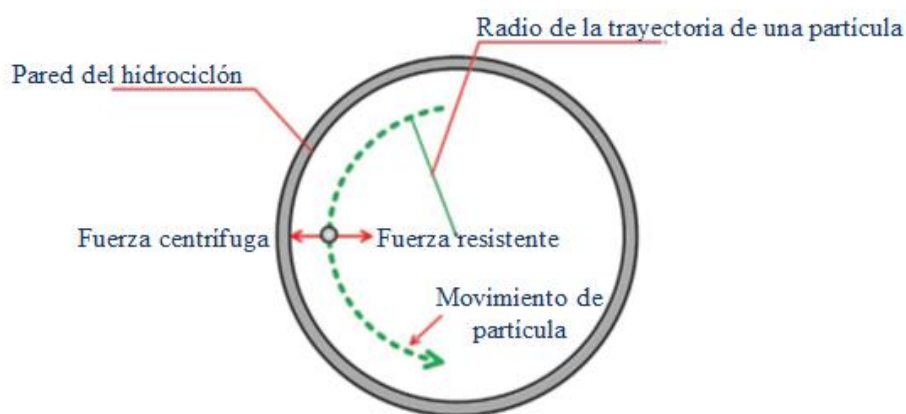
El circuito directo se caracteriza por alimentar el mineral fresco directamente al molino de bolas conjuntamente con el flujo de la descarga de la batería de hidrociclones. El circuito inverso se caracteriza por alimentar el mineral fresco primero a los clasificadores, alimentando sólo la descarga del hidrociclón al molino. En ambos casos, se cuenta con un sumidero para alcanzar la dilución deseada en la pulpa de alimentación a los hidrociclones.

Sepúlveda (1993) afirma que el circuito inverso es eficiente en aplicaciones donde la alimentación fresca al circuito contenga un porcentaje alto de finos, que ya cumplen con las especificaciones del producto. Esto es típico en circuitos de molienda de dos etapas. Independiente de cuál sea la configuración seleccionada, existen dos indicadores operacionales, cuyos valores son interés para tener un circuito eficiente:

1. Consumo de energía. El consumo neto de energía en kW.h por tonelada tratada.
2. Carga circulante. Normalmente es expresado como el porcentaje del peso de la carga que se alimenta al molino, las cargas circulantes típicas son del 150 % a 350 %.

El desarrollo de los hidrociclones permitió el diseño de grandes cargas en los circuitos de molienda, provocando que los clasificadores mecánicos quedaran obsoletos en el diseño de plantas. Estos equipos permiten tratar altas capacidades en un pequeño espacio, un menor consumo de energía y un tiempo de residencia bajo a pesar de sus numerosos beneficios siempre han existido problemas en su eficiencia (Flintoff et. al ,2011).

En la operación del hidrociclón las partículas están sujetas a dos fuerzas: una fuerza centrífuga hacia la parte exterior y dos el fluido ejerce fuerzas de resistencia que actúa hacia el interior, ver Figura 3.11-36.



**Figura 3. 11-36** Fuerzas que actúan en las partículas en el hidrociclón. Adaptado de Wills y Finch (2016).

La fuerza centrífuga acelera la velocidad de asentamiento de las partículas. Se tiene evidencias que demuestran que la ley de Stokes se aplica en la separación en hidrociclones, de este modo las partículas se separan de acuerdo a su tamaño y gravedad específica (Wills y Finch, 2016).

La Ley de Stokes para el asentamiento laminar describe la separación de las partículas:

$$v_t = \frac{(\rho_s - \rho_l)gd^2}{18\mu} \quad (3.11.43)$$

Donde:

$v_t$ : Velocidad de asentamiento terminal, ft/s

$\rho_s$ : Gravedad específica de los sólidos, lb/ft<sup>3</sup>

$\rho_l$ : Gravedad específica del fluido portador, lb/ft<sup>3</sup>

g: Fuerza gravitacional o centrífuga que actúa sobre las partículas ft/s<sup>2</sup>

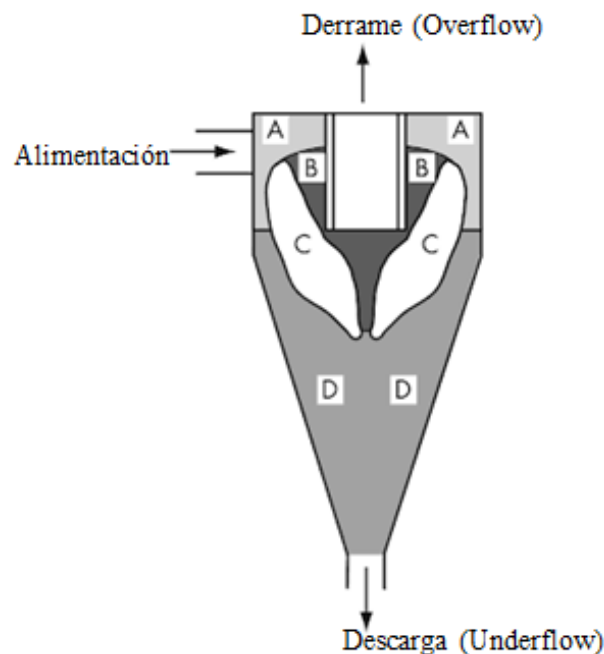
d: Diámetro de partícula, ft.

$\mu$ : Viscosidad del fluido portador, cP.

De esta manera las partículas de mayor tamaño o alta gravedad específica se mueven hacia la pared del hidrociclón donde la velocidad es baja y se dirigen a la descarga del hidrociclón por el ápex. Por la acción de la fuerza de arrastre sobre partículas de menor tamaño o menor gravedad específica retarda su movimiento hacia el exterior permitiendo que se mueva hacia la zona de baja presión a lo largo del eje del hidrociclón y son transportadas mediante un camino helicoidal hacia el vortex para su derrame.

La densidad de la alimentación en los hidrociclones es fundamental. Un alto contenido de partículas finas aumenta la densidad del fluido portador que aumenta la gravedad específica del fluido y hace menos probable que las partículas se muevan hacia el ápex. Otros factores que repercute en la separación es el diámetro del vortex, un diámetro pequeño crea un flujo en el derrame de partícula muy finas y por lo contrario un tamaño mayor hace que en el derrame se tengan partículas gruesas. Por otro lado, el tamaño del ápex limita la capacidad de la descarga provocando que las partículas gruesas sean desviadas al vortex (Flintoff et. al ,2011).

Otro aspecto a considerar es que la clasificación no se realiza en toda la sección que componen al hidrociclón. De acuerdo al trabajo de Renner y Cohen en el año de 1978 citados por Wills y Finch (2016) el interior del hidrociclón se divide en cuatro regiones que contienen una distribución de tamaños diferentes (Figura 3.11.37) en la cual resulta ausente el núcleo de aire para obtener una mejor ilustración de las regiones.



**Figura 3. 11-37** Regiones de distribución de tamaño dentro de un hidrociclón. Adaptado de Darling (2011).

En la Figura 3.11-34 la región "A" adyacente a la pared del cilindro y cerca de la entrada se caracteriza por una distribución de tamaño similar a la de la alimentación. La región "D" ocupa una gran parte del cono y contiene un material grueso totalmente clasificado y se asemeja al producto de la descarga. El material fino totalmente clasificado con tamaños similares al producto del desbordamiento está contenido en la región "B", esta región rodea el vortex y se extiende por debajo de este último a lo largo del eje del hidrociclón. Por último, la región "C" (en forma de toroide) es la región más crítica porque contiene porcentajes significativos de partículas gruesas y finas. Se puede decir que es una región de clasificación activa. Cuando la operación es deficiente esta región no se forma correctamente debido a un diseño deficiente o concentraciones excesivas de sólidos en la alimentación.



El correcto funcionamiento de un hidrociclón depende de:

1. Características de la alimentación como:
  - Distribución de tamaño de los sólidos en la pulpa.
  - Densidad de la pulpa (% de sólidos en peso).
  - Viscosidad de la pulpa.
  - Presión en la entrada del hidrociclón (presión diferencia entre el vortex y ápex).
2. La geometría del hidrociclón:
  - Forma de la entrada y área en la entrada de la pulpa.
  - Dimensiones del hidrociclón (longitud de la sección cilíndrica, longitud de la sección cónica y ángulo de la sección cónica).
  - Diámetro del vortex y ápex.

Como se puede observar son diversas las variables que controlan la eficiencia de un hidrociclón sin embargo los cambios en el diámetro del ápex o vortex son los problemas más comunes en las plantas de beneficio. La densidad de la pulpa debe permanecer invariante, el cambio en la densidad modifica la eficiencia del hidrociclón, actualmente en algunas operaciones cuando se trata una pulpa con un porcentaje alto de finos en la pulpa se han utilizado cribas de alta frecuencia en lugar de hidrociclones.

Gupta y Yan (2016) mencionan que el funcionamiento en circuito abierto, el porcentaje de sólidos debe de ser de aproximadamente 30 % y en un circuito cerrado puede ser hasta del 60 %. La presión de la alimentación oscila entre 345 y 700 kPa dependiendo del diámetro del hidrociclón, además la presión mínima en el núcleo de aire para un correcto funcionamiento oscila de 30 – 35 kPa. La velocidad de alimentación es aproximadamente de 3.7 – 6.1 m/s, es importante considerar que la aceleración en la cámara es inversamente proporcional al diámetro del hidrociclón.

La selección de hidrociclones es una tarea que se realiza con un proveedor porque la empresa posee un conocimiento, experiencia, bases de datos y herramientas para garantizar que se obtengan los mejores resultados. Un desafío en la selección de un hidrociclón es cuando su aplicación se da en un circuito de molienda cerrado, debido a que las características de alimentación de un hidrociclón dependen del rendimiento del molino y características de la descarga del hidrociclón (Flintoff et. al ,2011).

Actualmente los proveedores y plantas recurren a herramientas de simulación de circuitos, los cuales complementan la fase de diseño. En los siguientes capítulos se contempla el diseño empírico de hidrociclones documentada por diversos autores.

### 3.11.2.1 DENSIDAD DE PULPA

Cuando se emplea una etapa de molienda en el proceso de beneficio, la mayoría de las operaciones transportan el mineral a través de una pulpa que es una mezcla de agua y sólidos a través de un circuito de bombas y tuberías.

En el procesamiento de minerales el agua actúa como un medio de transporte; para la operación resulta importante el volumen de la pulpa que fluye a las etapas subsiguientes, ya que afecta los tiempos de residencia. El peso de sólidos secos contenidos en la pulpa es importante para tener la contabilidad del tonelaje que se tiene en cada punto de operación.

De esta manera resulta importante determinar:

- Porcentaje de sólidos en volumen v/v (volumen de los sólidos/ volumen de líquido) o peso w/w (Peso de los sólidos/ peso del líquido).
- Dilución (relación de agua: sólidos).
- Densidad de la pulpa.

La determinación de estos parámetros se logra al tomar una muestra de la pulpa en un recipiente en un determinado periodo de tiempo. La relación entre el volumen recolectado a un determinado tiempo se obtiene el caudal de la pulpa en una escala de laboratorio. Para operaciones a gran escala se utilizan muestreadores en línea. Una gran herramienta para la medición del peso de la muestra, densidad de pulpa, porcentaje de sólidos contenidos en la pulpa y la gravedad específica de los sólidos secos es la balanza Marcy (Subba, 2016).

En una pulpa se encuentran partículas sólidas menores a 2 mm de tamaño se denominan arenas, limos y coloides. Los rangos de tamaños promedio de estas partículas son:

- Arenas entre 2 mm y 74  $\mu\text{m}$ .
- Limos entre 74  $\mu\text{m}$  y 0.1  $\mu\text{m}$ .
- Coloides entre 0.1 y 0.001  $\mu\text{m}$ .

La densidad de la pulpa se mide en términos de peso de la pulpa por unidad de volumen ( $\text{g}/\text{cm}^3$  o  $\text{Kg}/\text{m}^3$ ). Regularmente se pesa una muestra de pulpa tomada en un recipiente de volumen conocido para obtener la densidad de la pulpa directamente. La escala de Marcy disponible en el mercado ofrece una lectura directa de la densidad de la pulpa y el porcentaje de sólidos en la pulpa. [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 1. Balanza de Gravedad Específica Marcy.](#)

La densidad de la pulpa se mide fácilmente apoyándose en las propiedades extensivas de la materia. Este parámetro regularmente se expresa en  $\text{kg}/\text{m}^3$  y  $\text{t}/\text{m}^3$ . La densidad de la pulpa está dada por:

$$\rho_P = \frac{M_{H_2O} + M_{\text{mineral}}}{V_{H_2O} + V_{\text{mineral}}} \quad (3.11.44)$$

Donde:

$M_{H_2O}$  y  $V_{H_2O}$ : Masa y volumen del agua respectivamente.

$M_{\text{mineral}}$  y  $V_{\text{mineral}}$ : Masa y volumen del mineral respectivamente.

La composición de una pulpa generalmente se representa como el porcentaje de sólidos en peso. Que se determina tomando una muestra de la pulpa, pesando, secando y volviendo a pesar donde el porcentaje en peso es:

$$P = \frac{\text{Peso de las partículas de mineral}}{\text{Peso de la pulpa}} (100) \quad (3.11.45)$$

El porcentaje de sólidos en volumen, está dado por:

$$V = \frac{\text{Volumen de las partículas de mineral}}{\text{Volumen de la pulpa}} (100) \quad (3.11.46)$$

Conociendo la densidad de la pulpa " $\rho_{sl}$ ", densidad del agua " $\rho_w$ ", densidad de los sólidos en seco " $\rho_p$ " se pueden calcular el porcentaje de sólidos en peso. Dado que el volumen total de la pulpa es igual al volumen de los sólidos más el volumen del agua, entonces con un balance de los componentes en términos del volumen:

*Volumen de sólidos + Volumen de agua = Volumen de la pulpa*

$$\frac{P}{\rho_p} + \frac{1 - P}{\rho_w} = \frac{1}{\rho_{sl}} \quad (3.11.47)$$

Donde:

$$P = \frac{\rho_p(\rho_{sl} - 1)}{\rho_{sl}(\rho_p - 1)} ; P = \frac{100(\rho_p)(\rho_{sl} - 1000)}{\rho_{sl}(\rho_p - 1000)} \quad \therefore \rho_w = 1 \frac{g}{cm^3} ; 1,000 \frac{kg}{m^3} \quad (3.11.48)$$

$$\rho_{sl} = \frac{\rho_p}{\rho_p + P(1 - \rho_p)} \quad (3.11.49)$$

De manera similar, una ecuación de los componentes en términos de peso se tiene:

*Peso de los sólidos + Peso del agua = Peso de la pulpa*

$$V(\rho_p) + (1 - V)\rho_w = \rho_{sl} \quad (3.11.50)$$

Donde:

$$V = \frac{(\rho_{sl} - 1)}{\rho_p - 1} \quad \therefore \rho_w = 1 \text{ g/cm}^3 \quad (3.11.51)$$

$$\rho_{sl} = 1 + V(\rho_p - 1) \quad (3.11.52)$$

La relación de dilución (relación agua – sólidos) en la pulpa es:

$$\text{Dilución} = DR = \frac{1 - P}{P} \quad (3.11.53)$$

También la relación de dilución está dada por:

$$DR = \frac{\rho_p - \rho_{sl}}{\rho_p(\rho_{sl} - 1)} \quad (3.11.54)$$

La relación de dilución es importante porque el producto de la relación de dilución y el peso de los sólidos en la pulpa es igual al peso del agua en la pulpa. La densidad de una pulpa puede expresarse por el porcentaje de sólidos de la misma o por la relación de agua a sólidos.

### 3.11.2.2 DISTRIBUCIÓN DE AGUA

El agua divide entre la alimentación y la descarga depende del diámetro del ápex y del vortex. Gupta y Yan (2016) mencionan que Lynch observó que la división del agua tiene una relación lineal de acuerdo con el diámetro del ápex, derivando la siguiente expresión:

$$W_s = -1.61 + \frac{193(D_u - 1.41)}{Q_{ML(F)}} \quad (3.11.55)$$

Donde:

$W_s$ : Relación del agua ( $Q_{ML(O)}/Q_{ML(F)}$ ).

$D_U$ : Diámetro del ápex, m.

$Q_{ML(O)}$ : Caudal másico del agua en el derrame, t/h.

$Q_{ML(F)}$ : Caudal másico del agua en la alimentación, t/h.

Wills y Finch (2016) exponen que la distribución del agua y sólidos en la descarga se puede obtener a través de un balance de masa de la pulpa primero se hace un balance de la pulpa y después se utiliza la dilución de cada corriente para dar solución al problema.

Para el balance  $F$ ,  $O$  y  $U$  representan los caudales de la alimentación, derrame y descarga.

Por otro lado  $f$ ,  $o$  y  $u$  representan el porcentaje de sólidos y los subíndices  $sl$ ,  $s$  y  $w$  representan a la pulpa, sólidos y agua respectivamente.

El balance de la pulpa está dado por:

$$\text{Pulpa: } F_{sl} = O_{sl} + U_{sl}$$

$$\text{Sólidos: } F_{sl}f_s O = O_{sl}(o_s) + U_{sl}(u_s)$$

$$\text{Agua} = F_{sl}(1 - f_s) = O_{sl}(1 - o_s) + U_{sl}(1 - u_s)$$

Las relaciones de dilución están dadas por:

$$F_w = F_s f'_s, \text{ donde } f'_s = \left( \frac{100 - f_s}{f_s} \right) \quad (3.11.56)$$

$$O_w = O_s o'_s, \text{ donde } o'_s = \left( \frac{100 - o_s}{o_s} \right) \quad (3.11.57)$$

$$U_w = U_s u'_s, \text{ donde } u'_s = \left( \frac{100 - u_s}{u_s} \right) \quad (3.11.58)$$

El porcentaje de sólidos en la descarga está dado por:

$$R_{s/u} = \frac{f'_s - o'_s}{u'_s - o'_s} \quad (3.11.59)$$

La cantidad de agua recuperada en la descarga está dada por:

$$R_{w/u} = \frac{U_W}{F_W} = \frac{U_S(u'_s)}{F_S(f'_s)} \quad (3.11.60)$$

### Ejemplo 3.11.11

Después de una campaña de muestreo se determinó el porcentaje de sólidos en cada flujo. Para la alimentación se determinó un 55 %, derrame 41 % y en la descarga se obtuvo un 70 %. Determine la división de sólidos y la recuperación de agua en la descarga.

#### Solución.

El porcentaje de sólidos en los flujos está dado por:

$$f'_s = \left( \frac{100 - 55}{55} \right) = 0.818$$

$$o'_s = \left( \frac{100 - 41}{41} \right) = 1.439$$

$$u'_s = \left( \frac{100 - 70}{70} \right) = 0.428$$

La división de sólidos en la descarga está dada por:

$$R_{\frac{S}{u}} = \frac{f'_s - o'_s}{u'_s - o'_s} = \frac{0.818 - 1.439}{0.429 - 1.439} = 0.614 \text{ es decir } 61.4 \%$$

La distribución de agua en la descarga está dada por:

$$R_{w/u} = \frac{U_W}{F_W} = 0.614 \left( \frac{0.429}{0.818} \right) = 0.322 \text{ es decir } 32.2 \%$$

Napier-Munn et. al (1996) indican que el volumen y la división de agua están relacionados con el comportamiento de la clasificación de sólidos, además de la densidad de los flujos. Además, menciona que la recuperación de agua en la descarga debe de ser aproximadamente de 40 % para una correcta operación, cuando se tiene una descarga del 10 % a 20 % flujo puede ser susceptible al fenómeno de cuerda.

### 3.11.2.3 CÁLCULO DE FLUJO, DENSIDADES Y TONELAJE

El cálculo de flujos, densidades y tonelajes presentado en este capítulo fue desarrollado por FLSmith Krebs (Manual de Instalación Operación y Mantenimiento). Para cualquiera de los cálculos en necesario conocer la gravedad específica de los sólidos, además de la utilizar las tablas de densidad del [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 10](#).

**Tonelaje.** (GPM y porcentaje de sólidos deben ser conocidos)

$$GPM (8) = \text{pies cúbicos de pulpa por hora} \quad (3.11.61)$$

$$\frac{\text{Pies cúbicos de pulpa}}{\text{Volumen total ( de las tablas , en la columna de G. E. )}} = \text{Toneladas secas por hora} \quad (3.11.62)$$

Usando la tabla, en la columna de G.E. correcta; se debe encontrar el sólido correspondiente (en el extremo izquierdo de las tablas) se ubica el volumen total que está dado en pies cúbicos de pulpa para una tonelada seca de sólidos.

**Porcentaje de sólidos en la pulpa.** (GPM y TPH deben ser conocidos)

$$\frac{GPM(8)}{TPH} = ft^3 \text{ de pulpa para una toneladas seca de sólidos} \quad (3.11.63)$$

Usando la tabla, en la columna de G.E. correcta, encontrar el valor más aproximado a la columna de "Volumen total". De esta forma se localiza horizontalmente el valor del porcentaje de sólidos.

**Galones por minuto.** (Tonelaje y porcentaje de sólidos deben ser conocidos)

$$TPH (Volumen total) = GPM \quad (3.11.64)$$

Usando la tabla, en la columna de G.E. correcta, encontrando el porcentaje de sólidos correspondientes se encuentra el valor de pies cúbicos de pulpa para una tonelada seca de sólidos (Volumen total) para la realizar la operación.

### Ejemplo 3.11.12

Considerando una gravedad específica de los sólidos de 2.6

- a) En el derrame de un hidrociclón se miden 200 GPM con porcentaje de sólidos del 10 %. Se requiere que el ingeniero estime las toneladas secas por hora en el derrame.

### Solución

De acuerdo con las tablas de densidades con una gravedad específica de 2.6 y un porcentaje de sólidos del 10 % se muestra que se requiere 300.31 pies cúbicos para obtener una tonelada seca de sólidos.

Por lo tanto:

$$200 \frac{(8)}{300.31} = 5.33 \text{ toneladas secas por hora}$$

1. En la descarga del hidrociclón se mide 20 GPM con una densidad de 68 %. Se requiere que el ingeniero estime las toneladas secas por hora en la descarga.

De acuerdo a las tablas de densidades con una gravedad específica de 2.6 y un porcentaje de sólidos del 68 % se muestra que se requiere 27.37 pies cúbicos para obtener una tonelada seca de sólidos.

$$\frac{20 (8)}{27.37} = 5.33 \text{ toneladas secas por hora}$$

2. De acuerdo con los datos anteriores de la descarga y del derrame, en este caso práctico el flujo en la alimentación se tiene un flujo de 220 GPM, con una velocidad de alimentación de 11.17 tph. Se pide al ingeniero que realice una estimación del porcentaje de sólidos.

$$\frac{220 (8)}{11.17} = 157.56 \text{ pies cúbicos por tonelada de sólidos}$$

Buscando en la columna de “volumen total” en la columna para una gravedad específica de 2.6 para el valor de 157.56 pies cúbicos por toneladas de sólidos se encuentra un valor de 18 % y 19 % de sólidos. Realizando una interpolación entre los valores próximos del volumen total se obtiene un porcentaje de sólidos de 18.05 % para este caso práctico.

Los cálculos en la descarga del hidrociclón son muy importantes por su alta densidad y flujo relativamente pequeño es importante tomar muestras. Con las muestras del producto de la descarga y secándolo se puede determinar el porcentaje de sólidos. Mediante el método de Krebs Engineers se puede estimar las toneladas secas por hora. Para ver lo crítico que es la toma de muestra se considera el Ejemplo 3.11.13.

### **Ejemplo 3.11.13**

En una operación dos operadores durante su turno tomaron una muestra de la descarga, en el primer turno el operador indica que se tiene un caudal del 19 GPM con 67 % de sólidos y en el segundo turno el siguiente operador indica que se tiene 21 GPM con un 70 % de sólidos. Cada operador indica al supervisor que se ha tenido el suficiente cuidado al tomar y pesar las muestras. Se pide al ingeniero encargado estimar las toneladas secas por hora tomando como referencia una gravedad específica de 2.8.

#### **Solución.**

##### **Primer turno.**

$$19(8) = 152 \text{ pies cúbicos de pulpa por hora}$$

Volumen total (de tablas) = 27.19 pies cúbicos de pulpa para una tonelada seca de sólidos

$$\frac{152}{27.19} = 5.59 \text{ toneladas secas por hora}$$

##### **Segundo turno.**

$$21(8) = 168 \text{ pies cúbicos de pulpa por hora}$$

Volumen total (de tablas) = 25.14 pies cúbicos de pulpa para una tonelada seca de sólidos

$$\frac{168}{25.14} = 6.68 \text{ toneladas secas por hora}$$

Se calcula las toneladas secas al día se encuentra que:

$$\text{Primer turno: } (5.59)(24) = 134.16 \text{ toneladas secas al día}$$

$$\text{Segundo turno: } (6.68)(24) = 160.32 \text{ toneladas secas al día}$$

Entre cada una de las muestras existe una discrepancia importante 26.16 toneladas las cuales habla de una incorrecta toma de la muestra o severos cambios en la operación del hidrociclón entre cada turno.

Ante estos problemas es bueno tener como medida de verificación tomar una muestra de la alimentación. Conociendo las características y caudal de la alimentación, además del caudal calculado en el derrame y descarga se puede verificar el tonelaje.

Krebs Engineers menciona que el cálculo del porcentaje de sólidos en la pulpa. Es importante considerar:

$\rho_p$ :Gravedad específica de la pulpa, gramos por litro.

El cálculo del porcentaje de sólidos en la pulpa está dado por:

$$\% \text{ sólidos en la pulpa} = \frac{(G.E. \times 100) (\rho_p - 1)}{(G.E. - 1)(\rho_p)} \quad (3.11.65)$$

### Ejemplo 3.11.14

Determine el % de sólidos por peso en la pulpa si la gravedad específica de sólidos es 4.95 y la densidad de la pulpa es de 1.9 g/cc. Calcule el % de agua por volumen en la pulpa.

$$\frac{P}{4.95} + \frac{1 - P}{1.0} = \frac{1}{1.9}; P = 59.36 \%$$

$$V(\rho_p) + (1 - V)\rho_w = \rho_{sl}; V(4.95) + (1 - V)1.0 = 1.9$$

$$V = 22.78\%$$

% Sólidos en volumen en la pulpa: 22.78 %

% Agua en volumen: 77.22 %

### Ejemplo 3.11.15

¿Cuántos kilogramos de galena (7.5 g/cc) deben ser agregados a un litro de agua para obtener una pulpa con una densidad de 2.0 g/cc?

*Volumen de la pulpa: 1 litro = 1,000 cm<sup>3</sup>*

$$\frac{P}{7.5} + \frac{1 - P}{1.0} = \frac{1}{2}; P = 0.5769$$

Peso de la pulpa: (1000)(2.0) = 2,000g = 2.0 kg

Peso de la galena: 2.0 (0.5769) = 1.157 kg

### Ejemplo 3.11.16

Determine la densidad de la pulpa con una relación de dilución de 3 y densidad de sólidos de 2,650 kg/m<sup>3</sup>.

$$\text{Dilución: } 3 = \frac{1 - P}{P} = P = 0.25$$

$$\frac{0.25}{2.65} + \frac{1 - 0.25}{1.0} = \frac{1}{\rho_{sl}}; \rho_{sl} = 1.18 \text{ g/cc}$$



### 3.11.2.4 DENSIDADES DE PULPAS TABLAS DENVER

Diversos fabricantes preparan tablas que son empleadas como auxiliares para determinar la capacidad necesaria de los equipos de clasificación y resolver problemas de flujo de plantas. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 11](#) se muestra las tablas propuestas por Denver, en cada página aparecen dos tablas y cada tabla corresponde a una cierta densidad específica de los sólidos secos (mineral). Para cada densidad específica dada se han calculado los valores de la tabla para porcentajes de sólidos secos en la pulpa del 1 al 100 %.

En cada tabla se indican los valores que da cada columna que son:

*D*: Dilución o relación de agua a sólidos, por peso.

*DE – P*: Densidad específica de la pulpa.

*V*: Porcentaje de sólidos, por volumen.

*G/T*: Galones por minuto de pulpa, por tonelada corta de sólidos secos por hora.

*PC/T*: Pies cúbicos por minuto de pulpa, por tonelada corta de sólidos secos por hora.

*P*: Porcentaje de sólidos en peso.

*D*: Relación de agua a sólidos en peso.

$$D = \frac{(100 - P)}{P} \quad (3.11.66)$$

*DE – S*: Densidad específica de los sólidos secos en la pulpa.

*DE – P*: Densidad específica de la pulpa.

$$DE - P = \frac{(1 + D)}{(D + 1/DE - S)} \quad (3.11.67)$$

*V*: Porcentaje de sólidos por volumen

$$V = P \left( \frac{DE - P}{DE - S} \right) \quad (3.11.68)$$

*G/T*: Gpm/tonelada corta por hora, de sólidos secos

$$G/T = 4.02(D + 1/DE - S) \quad (3.11.69)$$

Estas tablas de densidades de pulpa se usan para resolver problemas como:

- Toneladas de sólidos por 24 horas.
- Relación en peso de agua/sólidos.
- Densidad específica de los sólidos.
- Número de celdas de flotación que se requieren en un proceso.
- Tiempo de residencia.
- Volumen de un tanque de flotación.

### 3.11.2.5 CARGA CIRCULANTE

Las etapas finales de molienda en la industria en la mayoría de los casos operan en circuito cerrado, donde el material de la descarga del molino con un sobretamaño se recircula al proceso de molienda por medio de un clasificador. La carga circulante es el tonelaje de material grueso que regresa al molino y la relación de carga circulante es la relación de la carga recirculada al tonelaje alimentado originalmente al molino. Como se mencionó anteriormente la carga circulante son típicamente del 150 % al 350 % en algunos casos hasta del 600 %. El dimensionamiento de un molino de bolas se basa en un molino en circuito cerrado con una carga circulante del 250 % (Wills y Finch, 2016).

En una operación en circuito cerrado se hace todo lo posible para alcanzar el tamaño deseado de las partículas lo más pronto posible. Al recircular el material sobredimensionado se busca tener una distribución de tamaños más estrecha en el producto del circuito. Cuanto mayor sea la carga circulante, menor es el tiempo de residencia en el molino, y por lo tanto mayor será el contenido de material grueso en la alimentación del molino. Esto significa que una fracción mayor de la energía de la molienda se aplica de manera útil al material de gran tamaño que aumenta la capacidad del circuito para cumplir con el  $P_{80}$  de diseño.

Una ventaja del circuito cerrado es que el contenido del molino tiene una distribución de tamaño más estrecha a medida que aumenta la carga circulante que hace que sea fácil de optimizar el tamaño de partícula, aumentando la molienda y eficiencia energética. La carga de circulación óptima para un circuito en particular depende de la capacidad del clasificador y el costo del bombeo de la carga del molino. La relación de carga circulante tiene que calcularse por medio de la siguiente expresión:

$$CL = \frac{D_O - D_B}{D_B - D_C} \quad (3.11.70)$$

Para el tonelaje de la carga circulante:

$$T_{CL} = A(CL) \quad (3.11.71)$$

Donde:

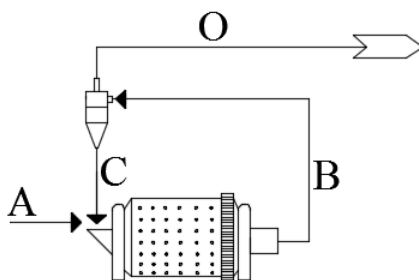
$D_O$ : Relación de líquido a sólido de la descarga del clasificador (material recirculado).

$D_B$ : Relación líquido a sólido de la alimentación en del hidrociclón.

$D_C$ : Relación de líquido a sólido del derrame del hidrociclón (material fino).

$A$ : Tonelaje de mineral alimentado al molino.

El diagrama del conjunto de molino – clasificador se muestra en la Figura 3.11-38



**Figura 3. 11-38** Conjunto de molino - clasificador. Adaptado de Denver (Operación y control de plantas de beneficio).

Donde:

*A*: Tonelaje de mineral que se alimenta al molino.

*B*: Tonelaje de mineral que descarga el molino.

*C*: Tonelaje de partículas de sobre tamaño.

*O*: Tonelaje de partículas finas.

Otro método propuesto por Denver para calcular la carga circulante es un circuito de molienda, utiliza el análisis de los porcentajes acumulativos en una criba. Para aplicarlo se hace un análisis de las muestras de cribas de los tres productos antes mencionados, descarga del molino o la alimentación del clasificador, material de recirculación y material de descarga del clasificador, y se calculan luego los porcentajes acumulativos en cada malla. La relación de carga circulante está dada por:

$$CL = \frac{d - o}{s - d} \quad (3.11.72)$$

Donde:

*d*: Porcentaje acumlado en una malla determinada, en la descarga del molino.

*o*: Porcentaje acumulado en la misma malla determina, del material fino.

*s*: Porcentaje acumulativo en la misma malla, en el material sobredimensionado.

### 3.11.2.6 DISEÑO DE UN HIDROCICLÓN

Gupta y Yan (2016) afirman que los hidrociclones permiten una rápida sedimentación y clasificación, al aumentar la fuerza que actúa sobre las partículas al reemplazar la fuerza gravitacional por fuerzas centrifugas. La geometría de un hidrociclón es fundamental para la correcta dinámica del fluido dentro del hidrociclón (ver Figura 3.11.39). Varios autores son los que han tratado de darle solución a esta problemática proponiendo algunas relaciones entre el diámetro del vortex y ápex.

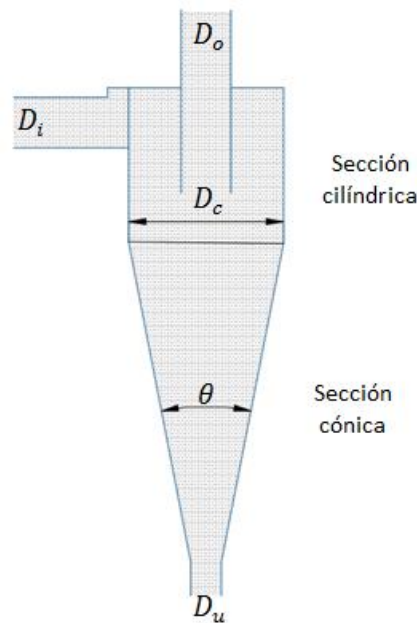


Figura 3. 11-39 Geometría de un hidrociclón.

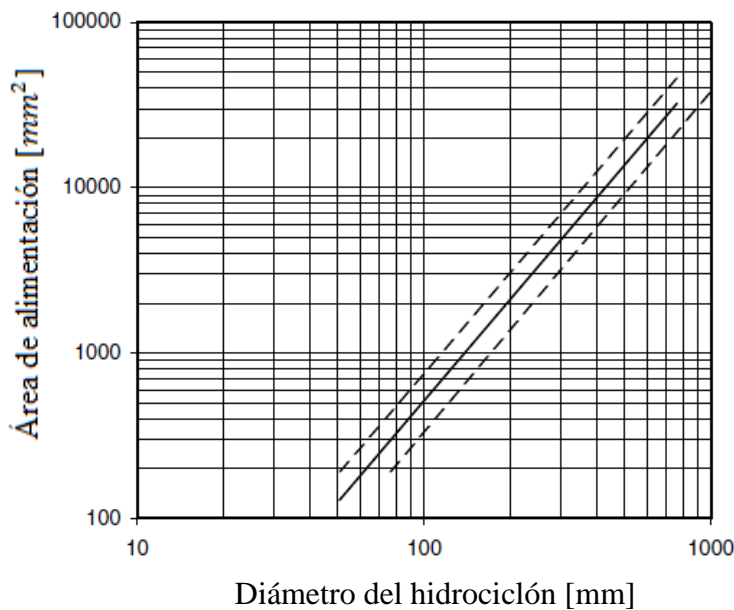
Una principal consideración para seleccionar el tamaño y diseño adecuado del hidrociclón es la clasificación y no la capacidad. Es importante calcular la relación adecuada entre el diámetro del tubo de alimentación, vortex y ápex. Cuando existe un cambio en los parámetros de clasificación o condiciones de operación de la planta se debe de modificar el diámetro.

**Diámetro de la entrada.** El tamaño de la entrada determina la velocidad de la alimentación su función principal es suministrar un flujo continuo de la pulpa.

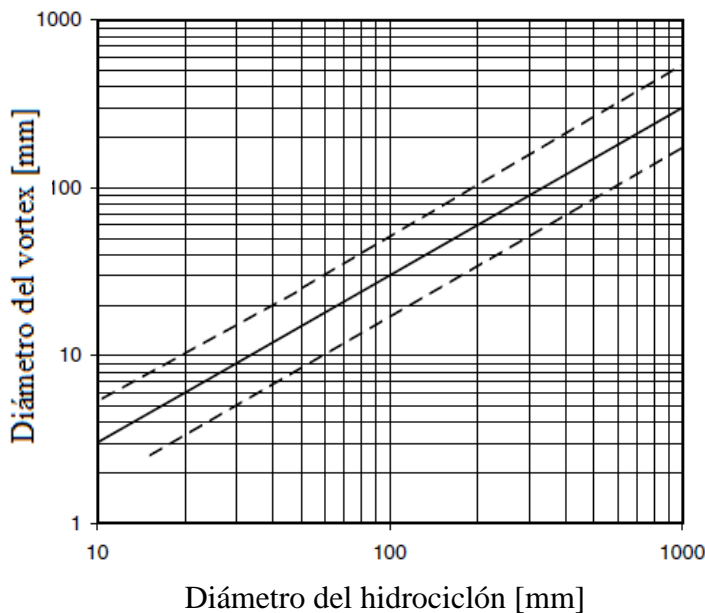
**Diámetro del vortex.** De acuerdo a lo visto en diversas operaciones este es uno de los puntos más críticos de la geometría de un hidrociclón. Este parámetro tiene el mayor efecto en la caída de presión para un determinado volumen de pulpa. Cuando mayor es su diámetro más grueso es el tamaño de corte y mayor el porcentaje de sólidos en el derrame. A la inversa un diámetro pequeño significa un tamaño de corte fino y tienen un menor porcentaje de sólidos, pero un tamaño demasiado pequeño reduce el volumen y velocidad que puede obtenerse en el rendimiento de la descarga. La correcta selección debe de permitir un equilibrio entre la dilución de la pulpa, diámetro del vortex y tener una caída de presión correcta.

**Diámetro del Ápex.** La función del ápex es descargar el material grueso de forma que se obtenga una máxima densidad y fluidez en la descarga. Por lo tanto, se trata de tener un diámetro suficientemente para permitir la descarga del tonelaje con un corte ligeramente cónico de 20 a 30 grados. El diámetro de ápex nunca debe de ser pequeño como para que exista la condición de “cuerda” reduciendo la efectividad de la clasificación.

Existen varias reglas para dimensionar un hidrociclón basado en resultados experimentales. Gupta y Yan (2016) citan a Tarr (1985) quien presento mediante relaciones gráficas las dimensiones del hidrociclón para un obtener condiciones óptimas de operación, estas relaciones se muestran en la Figuras 3.11- 40 y 3.11-41.



**Figura 3. 11-40** Relación entre el diámetro del hidrociclón y el tubo de alimentación. Adaptado de Gupta y Yan (2016).



**Figura 3. 11-41** Relación entre el diámetro del hidrociclón y del vortex. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Gupta y Yan (2016) consideran que el diámetro del ápex es importante para descarga una pulpa con la máxima densidad posible, evitando con esto la condición de cuerda en la descarga. Tomaron como regla general para la dimensión de un hidrociclón para clasificar partículas mediante las siguientes relaciones:

$$\begin{aligned} \text{Diámetro de la entrada: } D_i &= D_c/7 \\ \text{Diámetro de la tubería del vortex: } D_o &= D_c/15 \\ \text{Diámetro del apex} &= D_c/15 \\ \text{Longitud de la tubería del vortex} &= 0.4 D_c \\ \text{Longitud del hidrociclón} &= 3 D_c \end{aligned}$$

Flintoff y Knorr (2019) mencionan que la variable de dimensional principal es el diámetro de la sección cilíndrica superior del cuerpo del hidrociclón ( $D_c$ ). Proponen que las dimensiones de la entrada ( $D_i$ ) y las de descarga ( $D_o$  y  $D_u$ ) se encuentra relacionadas con la sección cilíndrica superior del hidrociclón:

$$\begin{aligned} D_o &\approx 0.35 D_c \\ D_i &\approx 0.25 D_c \\ D_u &\approx 0.15 D_c \end{aligned}$$

La entrada de la sección cilíndrica es generalmente la zona donde se reduce la turbulencia. En cuanto a la sección cilíndrica las relaciones que se tienen son:

$$\begin{aligned} \text{Diámetro} &= D_c \\ \text{Altura} &\approx D_c \end{aligned}$$

La sección cónica tiene las siguientes relaciones:

$$\begin{aligned} \text{Altura} &\approx 2D_c \\ \text{Ángulo } (\alpha) &= 10^\circ - 20^\circ \end{aligned}$$

En los hidrociclones más pequeños, el ángulo de cono es bajo aproximadamente de  $10^\circ$ . Los hidrociclones más grandes tienen ángulo aproximados a  $20^\circ$ . La sección transversal del tubo de entrada puede ser circular, ovalada o rectangular; cada uno proporciona una velocidad diferente a la alimentación al ingresar a la cámara. Regularmente el interior del hidrociclón se tiene revestimientos de caucho, neopreno o uretano con el objetivo de evitar el desgaste del ápex y el vortex, evitando alteraciones en su diámetro.

Gupta y Yan (2016) hicieron las siguientes observaciones generales respecto a la geometría:

- La sección rectangular del tubo de alimentación es de las más utilizadas, otorgando una sección con mayor área de entrada impartiendo una alta velocidad tangencial a la pulpa.
- Los hidrociclones de mayor diámetro son adecuados para la separación de gruesos, debido a que la aceleración en la cámara es menor.
- Secciones cilíndricas de mayor relación tienden a producir altas recuperaciones en la descarga y las secciones cilíndricas cortas producen una separación gruesa.

- Ángulos de cono pequeños son utilizados para la separación de finos y ángulos de cono grandes son utilizados para separaciones de gruesos.
- El diámetro del ápex debe de ser flexible para ajustarse y evitar la descarga en cuerda.
- Si la caída de presión es mayor a 70 kPa, la relación  $D_o/D_u$  debe ser menor a 3.5 – 4.0. Si es mayor, el diámetro del núcleo de aire es mayor que el ápex lleva a una operación inestable.

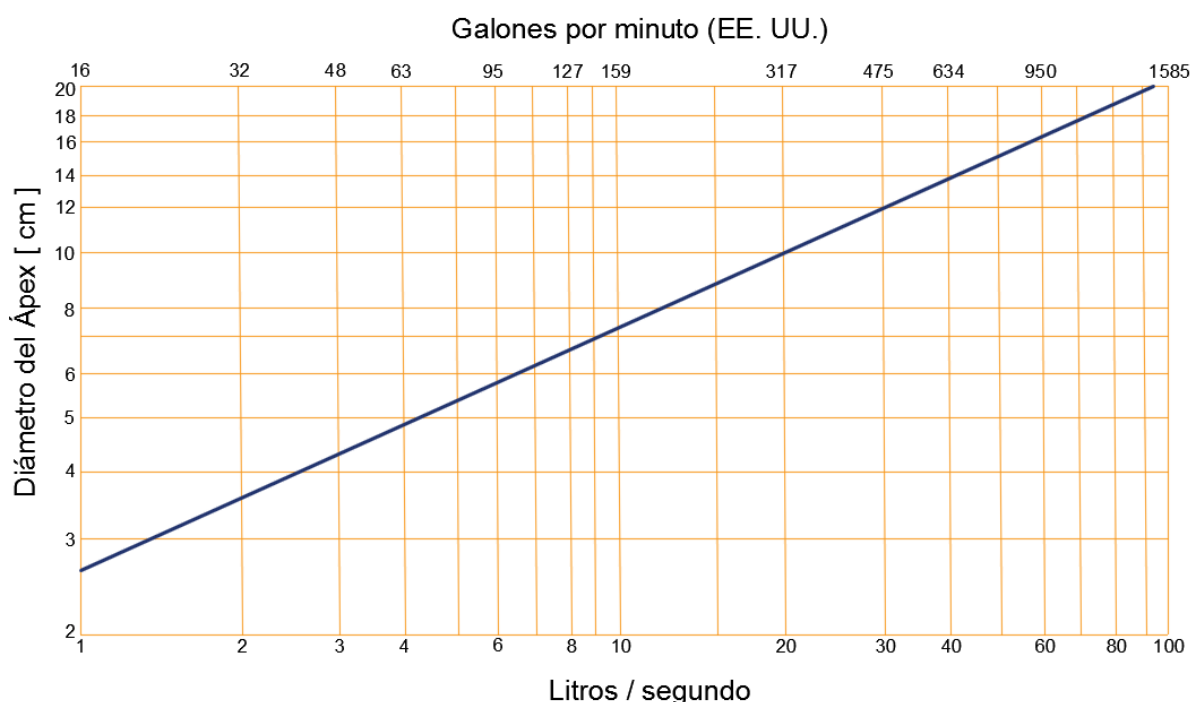
Sepúlveda (1993) menciona que cualquier cambio en el hidrociclón modifica el porcentaje de sólidos y agua en la descarga, afectando también el derrame. Es por eso que el cambio en la geometría del hidrociclón debe ser mínimo para no alterar el proceso. Se deben de tener las siguientes consideraciones:

- La densidad del derrame es mayor cuando el tamaño de corte corregido se aumenta o la densidad de la alimentación crece.
- La densidad del derrame aumenta cuando el diámetro del vortex se reduce o el diámetro del ápex se incrementa.
- El derrame es fino cuando el tamaño de corte corregido baja o la densidad de la alimentación baja.
- El derrame es fino cuando el diámetro del vortex crece o el diámetro del ápex se reduce.
- La carga circulante incrementa cuando el tamaño de corte corregido baja o la densidad de la alimentación incrementa.
- La carga circulante incrementa cuando el diámetro del vortex incrementa o el diámetro del ápex se reduce.

## Tamaño del ápex.

Arterburn (1982) menciona que la selección adecuada del tamaño del ápex es crítica para el rendimiento adecuado del hidrociclón. Para cada operación, se tiene una carga circulante que establece la cantidad de sólidos que deben pasar a través de la descarga del hidrociclón.

Para una velocidad de la descarga de  $396 \text{ m}^3/\text{h}$  el flujo a través del ápex es aproximadamente de  $66 \text{ m}^3/\text{h}$  que corresponde a tamaño de ápex de 9.3 cm. Para la estimación del tamaño del ápex se utiliza la Figura 3.11-42 propuesto por Arterburn. Esta Figura 3.11-42 muestra la velocidad del flujo aproximada para un ápex de determinado diámetro. En el [Apéndice B-XI](#) se muestra este gráfico en diámetro en pulgadas y capacidad optima en galones por minuto.



**Figura 3. 11-42** Relación del diámetro del ápex y el flujo de la pulpa. Adaptado de Mular y Jergensen (1982).

Mular y Jull (1978) indican que una alternativa para la estimación de ápex recomendado para evitar el fenómeno de cuerda es mediante la expresión:

$$D_u = 4.16 - \frac{16.43}{\left(2.65 - G.E. + \frac{100(G.E.)}{P_U}\right)} + 1.10 \ln(U/G.E.) \quad (3.11.73)$$

Donde:

$G.E.$  : Gravedad específica del minera, ver [Apéndice C – I](#).

$P_U$ : Porcentaje de sólidos en peso la descarga.

$U$ : Tonelaje de sólidos en la descarga, toneladas cortas por hora

$D_u$ : Diámetro de ápex, in.

Por ejemplo, considerando  $P_U = 79 \%$ ,  $U = 150$  toneladas cortas por hora y cuarzo con una gravedad específica de 2.65 se tiene un diámetro del ápex de 3.7 in.



Flintoff y Knorr (2019) mencionan que solo se conoce el correcto el funcionamiento durante la operación, es donde se pueden modificar las variables de diseño  $D_o$  y  $D_u$  según sea necesario. Los proveedores tienen métodos patentados para el diseño de hidrociclones, pero Flintoff (2011) afirma que los métodos de diseños no han cambiado desde el año 1980.

### **Tamaño del ápex método de Krebs.**

Con el motivo de conocer el diámetro del Ápex, Krebs Engineers proporciono una curva (Figura 3.11-40). Para el funcionamiento de esta curva es importante conocer el tonelaje de la descarga del hidrociclón, el cual está compuesto de la carga circulante y la alimentación fresca, el cual puede estar expresado en toneladas cortas por hora o toneladas métricas por hora.

Es por eso que resulta importante conocer la relación de la carga circulante que se tiene en el circuito de esta manera se tiene que la carga circulante está dada por:

$$T_{CL} = (A)(CL) \quad (3.11.74)$$

Donde:

$T_{CL}$ : Carga circulante en toneladas cortas por hora o toneladas métricas por hora.

A: Alimentación al molino en toneladas cortas por hora o toneladas métricas por hora.

CL: Factor de la carga circulante expresado en porcentaje.

Krebs Engineers indica que la curva de la Figura 3.11-40 es apropiada para sólidos con una gravedad específica en promedio de 2.5 a 3.2. Además de que la descarga del hidrociclón tiene una concentración de sólidos que va del 60 % a 80 %.

Para determinar el diámetro del ápex aproximado se requiere proyectar una horizontal a partir de las toneladas secas por hora sólidas de la descarga conocida en el eje vertical (Y) para intersectar con la curva. De esta manera se lee verticalmente desde la intersección hasta el rango de diámetros del ápex en el eje horizontal (X).

### **Ejemplo 3.11.8**

En la descarga de un hidrociclón se tienen 100 toneladas cortas por hora de sólidos en la descarga. Determinar el diámetro del ápex requerido para una operación con este tonelaje de sólidos.

### **Solución.**

A partir de la curva de la Figura 3.11-40 el diámetro del ápex debe estar entre 3 -3 ¾ de pulgada. En el [Apéndice B - XII](#) se muestra la equivalencia de este gráfico propuesto por Krebs Engineers tomando como base el diámetro del Ápex en pulgadas y el tonelaje en toneladas cortas secas por hora. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 - Material 2](#) muestra esta familia de curvas que genera la Figura 3.11.43.

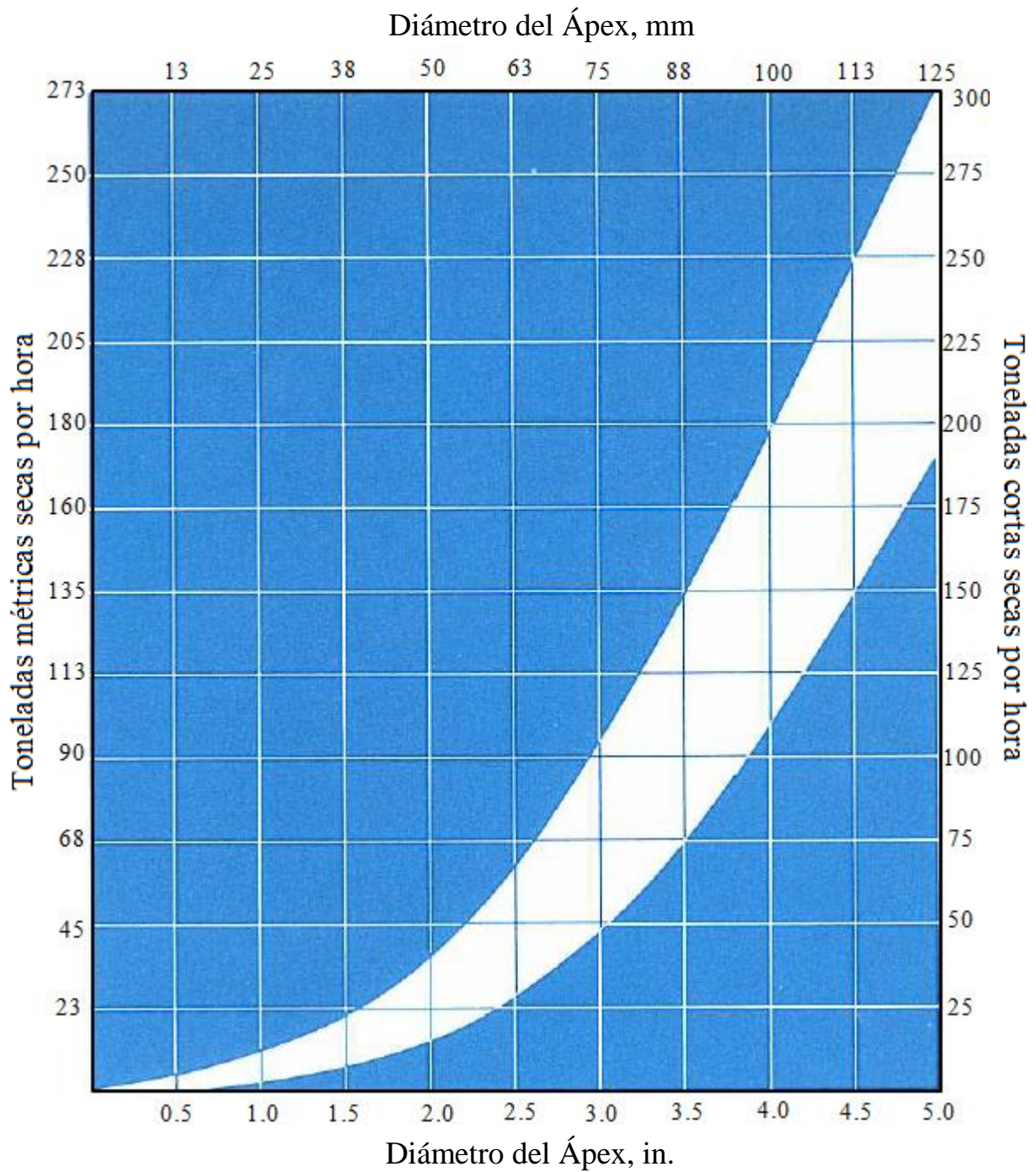
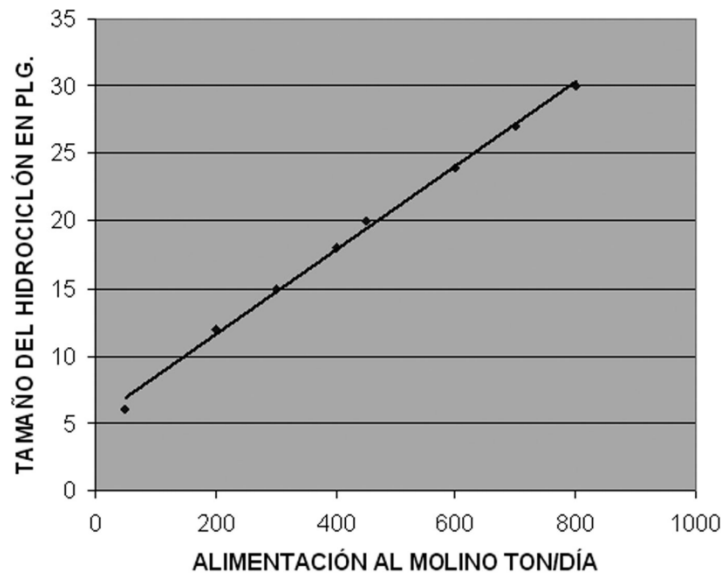


Figura 3. 11-43 Relación del diámetro del ápex y tonelaje del hidrociclón. Adaptado de Krebs Engineers.

De acuerdo con Quiroga (2006) el diámetro del hidrociclón ( $D_c$ ) (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 9) se puede determinar a partir de la corrección de los datos entre la alimentación de molino y tamaño del hidrociclón. A partir de un muestreo de ocho plantas de beneficio se llega a la gráfica de la Figura 3.11-44.



**Figura 3. 11-44** Relación entre el tonelaje de alimentación y tamaño del hidrociclón. Tomado de Velázquez (2016).

La ecuación de esta recta está dada por:  $X = 31.84 Y - 167.46$

Despejando la pendiente de la recta se obtiene una expresión que permite obtener el diámetro del hidrociclón conociendo las toneladas al día procesadas en el molino.

$$Y (D_c) = \frac{X + 167.46}{31.84} \text{ [pulgadas]} \quad (3.11.75)$$

Para conocer el diámetro de vortex de acuerdo con Velázquez (2006) se puede utilizar la siguiente relación:

$$d_1 = (0.4)(D_c) \quad (3.11.76)$$

En conjunto con estas relaciones y la curva propuesta por Krebs Engineers se puede conocer la geometría de cualquier hidrociclón.

### Ejemplo 3.11.9

En un molino de 9' x 10' se procesan 450 toneladas métricas por día de mineral de oro-plata para el proceso de cianuración; en la planta de molienda se tiene un circuito cerrado que opera con un factor de carga de 290 %. Estimar la geometría del hidrociclón para esta operación.

### Solución.

$$D_c = \frac{X + 167.46}{31.84} = \frac{450 + 167.46}{31.84} = 20''$$

$$\text{Vortex } (D_o) = (D_c)(0.40) = (20)(0.40) = 8''$$

Ápex ( $D_u$ ):

$$T_{CL} = \frac{(450)(2.9)(1.102)}{24} = 59.92 \text{ [Toneladas cortas por hora]}$$

Consultando la curva de la Figura 3.11- 40 el diámetro del ápex es de 2 ¼ a 3 ¼ de pulgada.

### Tamaño de corte.

También conocido como tamaño de separación es uno de las principales problemáticas en el diseño de hidrociclones, para dar solución a este problema se desarrollaron una gran variedad de modelos empíricos para predecir el rendimiento de los hidrociclones.

Kelly y Spottiswood (1990) mencionan que uno de los modelos empíricos más antiguos para obtener el tamaño de cortes es el de Dahlstrom (1954) teniendo una mayor aceptación:

$$d_{50} = \frac{13.7 (D_o D_i)^{0.68}}{Q_{V(F)}^{0.53} (\rho_s - \rho_l)^{0.5}} \quad (3.11.77)$$

Donde:

$d_{50}$ : Tamaño de corte,  $\mu\text{m}$ .

$D_o$ : Diámetro del derrame, cm.

$D_i$ : Diámetro de alimentación, cm.

$Q_{V(F)}$ : Caudal de la pulpa en la alimentación,  $\text{m}^3/\text{h}$ .

$\rho_s$ : Densidad de sólidos, g/cc

$\rho_l$ : Densidad del líquido/g/cc

Es importante mencionar que esta expresión empírica está restringida a caudales bajos de alimentación, además que el término  $(\rho_s - \rho_l)^{0.5}$  indica condiciones del flujo laminar. Wills (1985) aclara que esta ecuación no aplicable directamente a hidrociclones de escala industrial, solo se debe de considerar como un diseño preliminar.

Arterburn (1982) indica que una estimación del tamaño de corte corregido se puede obtener de manera gráfico con ayuda de la Figura 3.11-45 el cual se trazó mediante el funcionamiento estándar de diferentes hidrociclones. Este gráfico muestra en el [Apéndice B-XIII](#) con la equivalencia del diámetro del hidrociclón en centímetros.

En el diseño de circuitos de molienda, el objetivo es que el “overflow” del hidrociclón cumpla con un tamaño en específico, este normalmente se define por un porcentaje porque solo algunas partículas cumplen con un tamaño deseado. Para proponer una solución puntual al diseño de un hidrociclón Arterburn en su artículo “The sizing and selection of hydrocyclones” propone la Tabla 3.11-10 para relacionar la distribución de tamaño en el “overflow” con el tamaño de corte corregido para producir una separación específica.

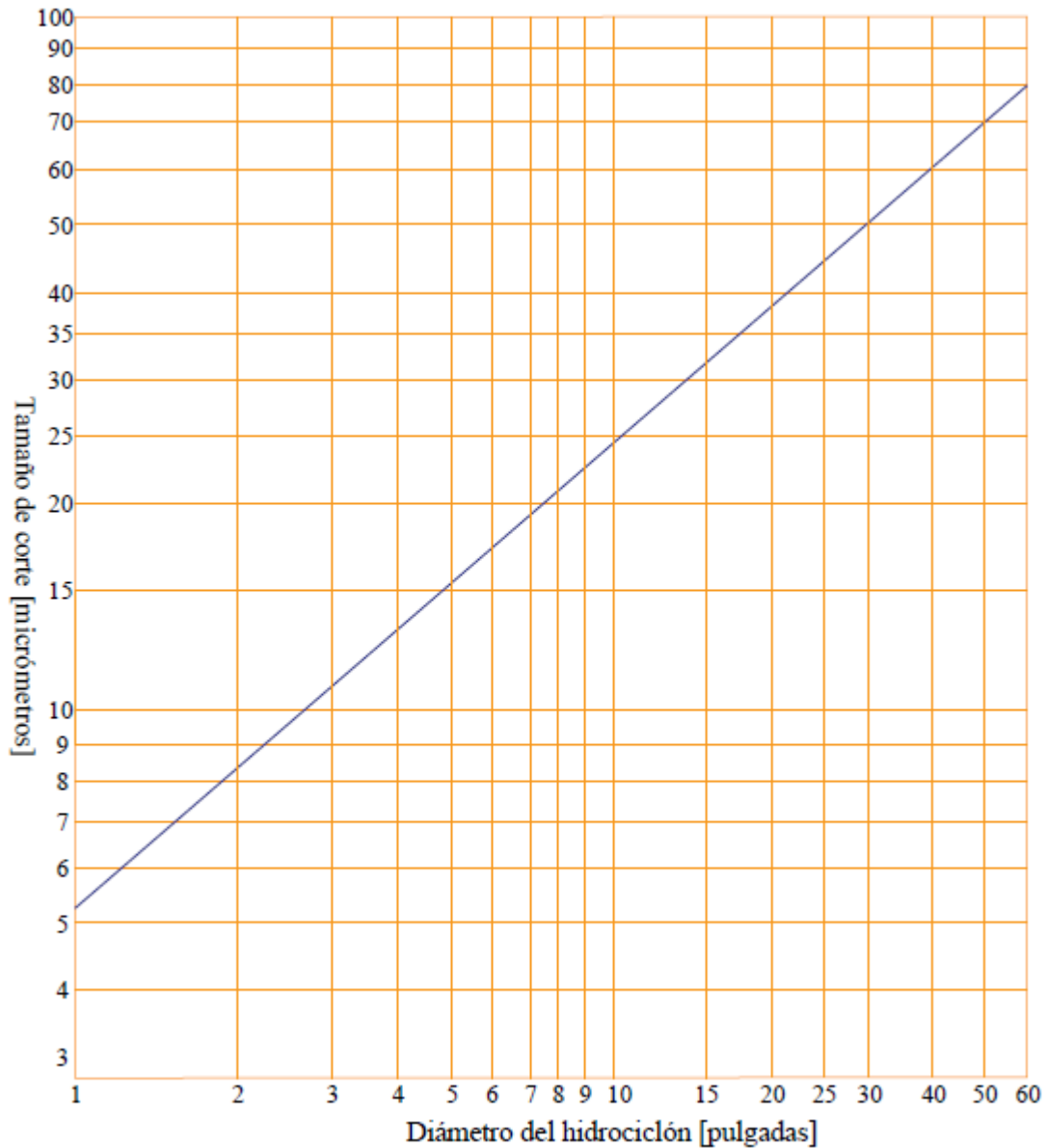


Figura 3. 11-45 Relación del diámetro del hidrociclón y el tamaño de corte. Adaptado de Mular y Jergensen (1982).

Tabla 3. 11-10

Relación de  $d_{50}$  con la distribución del tamaño del overflow.

Porcentaje de partículas que cumple con el tamaño deseado en el derrame.	Factor multiplicador
98.8	0.54
95	0.73
90	0.91
80	1.25
70	1.67
60	2.08
50	2.78

Adaptado de Mular y Jergensen (1982).

### Ejemplo 3.11.10

En una planta piloto se registró que en el desbordamiento de un hidrociclón en un circuito de molienda solo el 80 % del flujo pasan de la malla 100 (149  $\mu\text{m}$ ). Se pide estimar el tamaño de corte corregido.

#### Solución.

En la Tabla 3.11-10 se indica que para un porcentaje de 80 % se tiene un factor de 1.25. Por lo tanto el  $d_{50C}$ :

$$1.25 (149) = 186 \mu\text{m}$$

Por lo tanto, se debe utilizar un hidrociclón que tenga un tamaño de corte corregido de 186  $\mu\text{m}$ .

Es importante mencionar que los resultados de la Tabla 3.11-10 pueden variar debido a las características de la molienda y del mineral. Dicha tabla fue construida bajo observaciones realizadas en diferentes plantas de procesamiento.

Se han publicado varias correlaciones generalizadas para estimar el tamaño de corte. En los hidrociclones comerciales el modelo más utilizado es del de Plitt como lo cita Flintoff y Knorr (2019). Este modelo permite estimar el tamaño de corte corregido  $d_{50C}$  de acuerdo con Wills y Napier - Munn (2006) esto se logra mediante la expresión cuando se trata de un flujo laminar:

$$d_{50C} = \frac{14.2 D_C^{0.46} D_i^{0.6} D_o^{1.21} e^{0.063(V)}}{D_U^{0.71} h^{0.28} Q^{0.48} (\rho_s - \rho_l)^{0.5}} \quad (3.11.78)$$

Donde:

$d_{50C}$ : Tamaño de corte corregido,  $\mu\text{m}$ .

$D_C$ : Diámetro del hidrociclón, cm.

$D_i$ : Diámetro de la alimentación, cm.

$D_o$ : Diámetro del vortex, cm.

$D_u$ : Diámetro del ápex, cm.

$V$ : % en volumen de sólidos en la alimentación.

$h$ : Distancia desde vortex hasta el ápice, cm.

$Q$ : Caudal volumétrico de la alimentación,  $\text{m}^3/\text{h}$ .

$\rho_s$ : Densidad de sólidos en la alimentación,  $\text{g}/\text{cm}^3$ .

$\rho_l$ : Densidad del líquido en la alimentación,  $\text{g}/\text{cm}^3$ .

Posteriormente Flintoff et al. (2011) modificó el modelo de Plitt en el año de 1984 debido a que la viscosidad de la pulpa tiene un gran impacto y se agregó una nueva variable la cual depende de la calibración del hidrociclón. Esta expresión es:

$$d_{50C} = \frac{C D_C^{0.46} D_i^{0.6} D_o^{1.21} \mu^{0.5} e^{0.063(V)}}{D_U^{0.71} h^{0.28} Q^{0.48} \left(\frac{\rho_s - 1}{1.65}\right)^k} \quad (3.11.79)$$

Donde:

$d_{50C}$ : Tamaño de corte corregido.

$C$ : Constante de calibración (toma el valor de 1.0 cuando no hay datos disponibles).

$D_c$ : Diámetro del hidrociclón, cm.

$D_i$ : Diámetro de la alimentación, cm.

$D_o$ : Diámetro del vortex, cm.

$D_u$ : Diámetro del ápex, cm.

$V$ : % en volumen de sólidos en la alimentación.

$h$ : Distancia desde el vortex hasta el ápice, cm.

$Q$ : Caudal volumétrico de la alimentación,  $m^3/s$ .

$\mu$ : Viscosidad de la pulpa, cP.

$\rho_s$ : Densidad de sólidos en la alimentación,  $g/cm^3$ .

$k$ : Exponente hidrodinámico (De acuerdo a Ley de Stoke para un flujo laminar este tiene un valor de 0.5).

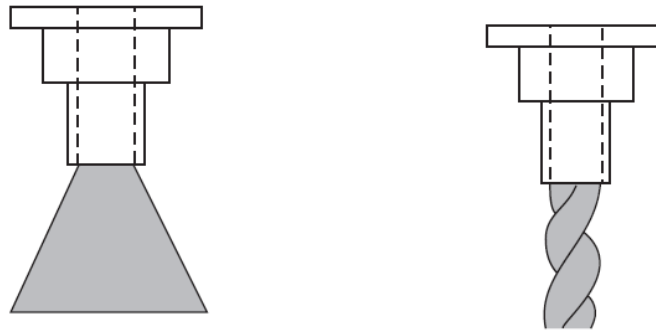
Este modelo muestra que al aumentar el diámetro del hidrociclón se obtiene un tamaño grueso de separación. De la misma manera al aumentar el flujo de la alimentación conduce a un corte fino. Otro método para conocer  $d_{50C}$  es mediante un análisis de la distribución granulométrica de la alimentación, derrame y descarga del hidrociclón. Esto se realiza a partir de las curvas de partición donde se busca el tamaño que corte a la curva en 50 % del peso del material.

El ingeniero encargado de la operación debe de ser capaz de interpretar cuando un hidrociclón no tiene una correcta clasificación, el modelo de Plitt modificador permite anticipar los cambios que tienen en su operación cuando se tienen cambios en la geometría del ciclón (**Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 7**). Otra forma es mediante el muestreo de la alimentación, derrame y descarga para la construcción de curvas de partición para el entendimiento de la eficiencia de la clasificación.

Existe un par de fenómenos que permiten conocer si se está llevando a cabo la clasificación, el fenómeno de cuerda, recibe este nombre debido a la apariencia del flujo de la descarga. Esto ocurre cuando el caudal volumétrico de la descarga no permite la entrada del aire haciendo que el núcleo de aire colapse alterando la apariencia de roció de la descarga como se muestra en la Figura 3.11-46.

El fenómeno de cuerda aumenta el flujo de partículas gruesas en la corriente del desbordamiento. Esto impacta la eficiencia, debido a que aumenta la densidad del flujo de la descarga haciendo que partículas gruesas se descarguen por el vortex (Flintoff et. al, 2011).

Wills y Finch (2016) mencionan que el efecto de cuerda ocurre cuando el diámetro del ápex es muy pequeño formando un flujo muy grueso. Cuando se tiene un diámetro grande en el ápex se tiene un flujo en forma de cono hueco con un ángulo alto comúnmente llamado de sombrilla ver, Figura 3.11-46 esto provoca una dilución en el flujo transportando enviando finos a la descarga. Las condiciones de operación correctas forman en la descarga un cono hueco con un ángulo de 20° a 30° respecto a la vertical.



**Figura 3. 11-46** Fenómeno de cuerda en la descarga de un hidrociclón. Tomado de Darling (2011).

### Factores de corrección del tamaño de corte.

Arterburn (1982) realizó diversas pruebas para desarrollar una relación entre el tamaño de corte corregido y el diámetro del hidrociclón (centímetros) mediante la siguiente ecuación:

$$d_{50C} = 2.84D_C^{0.66} \quad [\mu m] \quad (3.11.80)$$

Arterburn en su artículo "The sizing and selection of hydrocyclones" propone una serie de factores empíricos para escalar el rendimiento de un hidrociclón estándar a uno industrial con ayuda de la siguiente expresión:

$$d_{50C-aplicación} = d_{50C}(C_1)(C_2)(C_3)(C_D) \quad (3.11.81)$$

Donde

$C_1$ : Factor respecto a la influencia de concentración de sólidos en el hidrociclón.

$C_2$ : Factor de la caída presión en el hidrociclón.

$C_3$ : Factor de la gravedad específica de los sólidos.

El primer factor esta relaciona con la viscosidad de la pulpa, la cual depende de la temperatura del agua, concentración de sólidos, forma de las partículas y contenido de finos. Para estimar este factor Arterburn (1982) utilizo la siguiente expresión:

$$C_1 = \left( \frac{53 - V}{53} \right)^{-1.43} \quad (3.11.82)$$

Donde:

$V$ : Porcentaje de sólidos en la alimentación del hidrociclón.

Por ejemplo, si se considera un porcentaje de sólidos en la alimentación de 33.3 % el valor de  $C_1$  es de 4.09.



El segundo factor se debe a la caída de presión a través del hidrociclón tal como se mide al tomar la diferencia entre la presión de la alimentación y la presión del derrame. La caída de presión permite una correcta separación, la caída de presión está dentro del rango de 40 a 70 kPa (5 a 10 psi) para minimizar los requerimientos de energía y reducir el desgaste. Para el cálculo de este factor se emplea la siguiente expresión:

$$C_2 = 3.27 (\Delta P)^{-0.28} \quad (3.11.83)$$

Donde:

$\Delta P$ : Caída de presión en kPa.

El tercer factor se debe al efecto que la gravedad específica de sólidos y líquidos tiene en la separación. Durante la separación de tamaño en un hidrociclón la gravedad específica tiene una gran importancia en el proceso. Este factor se calcula mediante la expresión:

$$C_3 = \left( \frac{1.65}{\rho_s - \rho_l} \right)^{0.5} \quad (3.11.84)$$

Donde:

$\rho_s$ : Gravedad específica de los sólidos, g/cc.

$\rho_l$ : Gravedad específica de líquido portador (normalmente de 1.0).

El cuarto factor de corrección relaciona la geometría del hidrociclón mediante la expresión:

$$C_D = \left( \frac{D_o}{0.3D_C} \right)^{0.6} \quad (3.11.85)$$

El diámetro del hidrociclón, junto con los demás factores de corrección son las variables necesarias para el dimensionamiento preliminar de un hidrociclón. Estos factores también se pueden obtener de manera gráfica como se muestra en el [Apéndice B – XIV](#).

Con el objetivo de dimensionar y seleccionar un hidrociclón Arterburn (1982) propone la siguiente expresión:

$$D_C = 0.02338 \left( 1 - \frac{V}{V_m} \right)^{2.167} (d_{50C})^{1.515} (\Delta P)^{0.4242} (\rho_s - \rho_l)^{0.7576} \quad (3.11.86)$$

Donde:

$D_C$ : Diámetro del hidrociclón, cm.

$V$ : Porcentaje de sólidos en la alimentación.

$V_m$ : 53%

$d_{50C}$ : Tamaño de corte,  $\mu m$ .

$\Delta P$ : Presión en la entra, kPa.

$\rho_s$ : Gravedad específica de los sólidos, g/cc

$\rho_l$ : Gravedad específica de líquido portador (normalmente de 1.0).

### Capacidad.

Diferentes son los trabajos que tratan de dar una solución para estimar la capacidad de los hidrociclones. Dahlstrom citado por Gupta y Yan (2016) hace énfasis en que la capacidad es proporcional al cuadrado del diámetro del hidrociclón y está dada por la expresión:

$$Q_{V(F)} = k(10^{-3})(\Delta P)^{0.5}(D_c)^2 \quad (3.11.87)$$

Donde:

$Q_{V(F)}$ : Caudal de la pulpa en la alimentación,  $L/min$ .

$\Delta P$ : La presión de la alimentación, kPa.

$D_c$ : Diámetro del hidrociclón, cm.

$k$ : Es una constante que esta en función de las dimensiones del hidrociclón, las características de presión y flujo de la pulpa que ingresa a la cámara (toma el valor de 1.0 cuando no hay datos disponibles).

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) en el año de 1976 Tarr desarrolló una solución gráfica que relaciona la capacidad y diámetro de un hidrociclón. En la Figura 3.11-47 relaciona las capacidades promedio contra el diámetro.

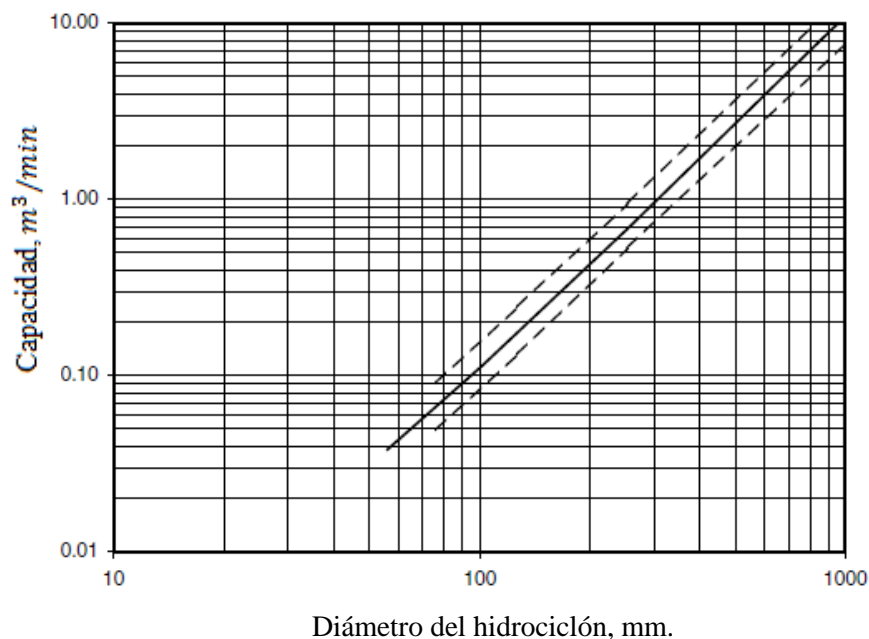
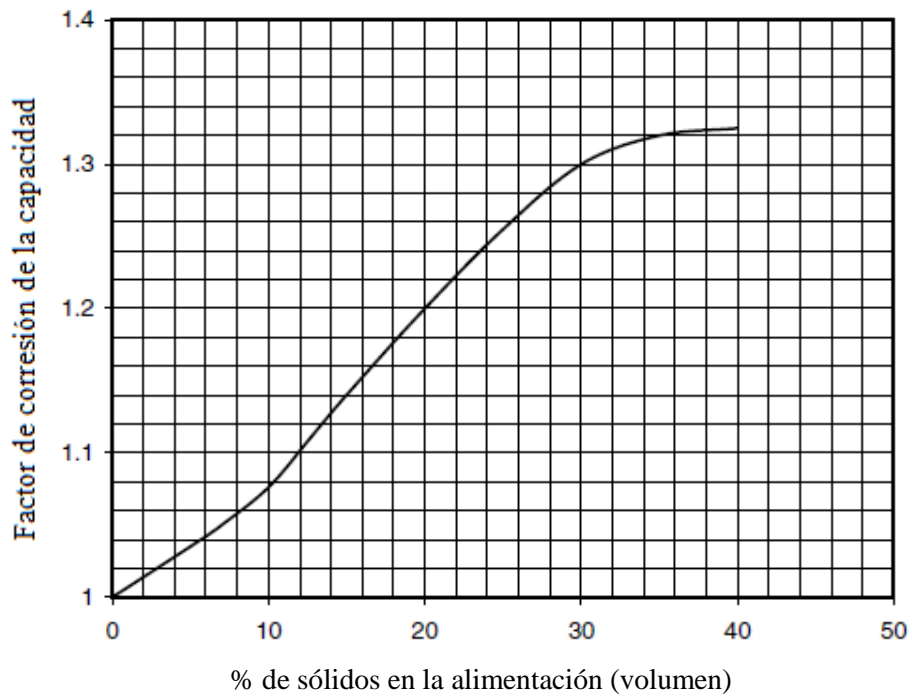
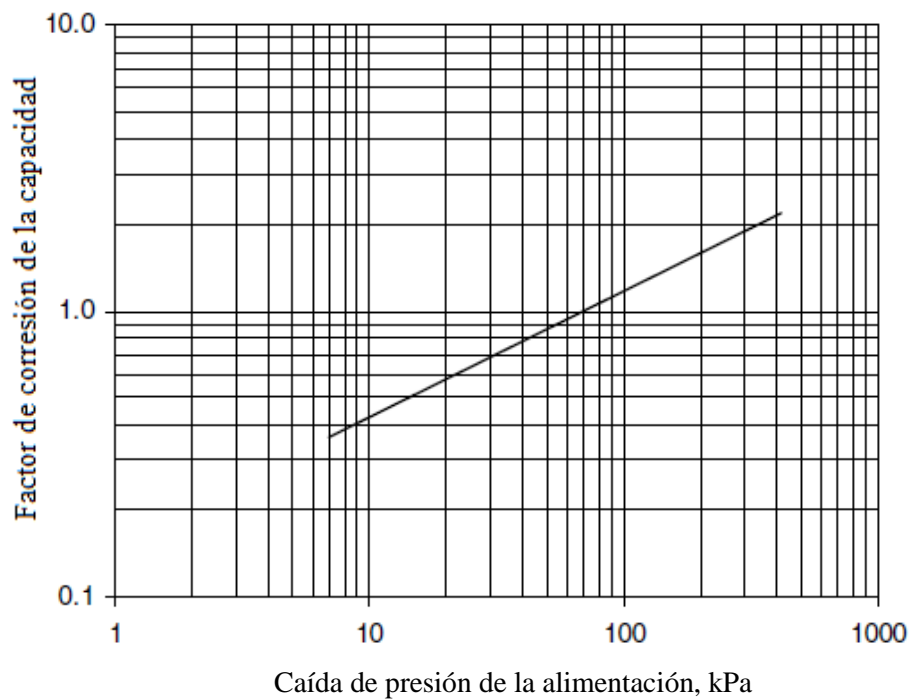


Figura 3. 11-47 Capacidad de un hidrociclón para varios diámetros. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Las capacidades deben ajustarse de acuerdo al porcentaje de sólidos en la pulpa y presión de la alimentación de la pulpa. Estas correcciones se realizan mediante la Figura 3.11-48 y la Figura 3.11-49.



**Figura 3. 11-48** Factor de corrección para diferentes contenidos de sólidos. Adaptado de Gupta y Yan (2016).



**Figura 3. 11-49** Factor de corrección para diferentes presiones de entrada. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Un tercer factor de corrección tiene que ver con la gravedad específica de los minerales debido a que estas expresiones se estimaron con una pulpa con alto contenido de cuarzo. Este factor de corrección se calcula con la siguiente expresión:

$$CF_3 = \left[ \frac{2650 - 1000}{\rho_s - 1000} \right]^{0.5} \quad (3.11.88)$$

Posteriormente Fitch y Roberts citados por Gupta y Yan (2016) formularon la siguiente expresión para calcular la capacidad a partir del diámetro del vortex, el diámetro de la entrada y la presión de la entrada:

$$Q_{V(F)} = 10.55 (D_o)^{0.73} (D_i)^{0.86} (\Delta P)^{0.42} \quad (3.11.89)$$

Donde:

$Q_{V(F)}$ : Caudal de la pulpa en la alimentación,  $L/min$ .

$D_o$  y  $D_i$ : Diámetro del vortex y diámetro de la entrada, cm.

$\Delta P$ : La presión de la alimentación, kPa.

Nageswararao (1995) considero otras variables para estimar la capacidad de un hidrociclón a partir de la siguiente expresión:

$$Q_{V(F)} = K_{Q0} \frac{D_C^{1.90}}{\theta^{0.1}} \left( \frac{\Delta P}{\rho_{SL}} \right)^{0.50} \left( \frac{D_o}{D_C} \right)^{0.67} \left( \frac{D_i}{D_C} \right)^{0.45} \left( \frac{h}{D_C} \right)^{0.2} [L/min] \quad (3.11.90)$$

Donde:

$\theta$ : Ángulo de cono, grados.

$h$ : Distancia desde el vortex hasta el ápex, cm.

$\Delta P$ : La presión de la alimentación, kPa.

$\rho_{SL}$ : Densidad de la pulpa en la alimentación,  $g/cc$ .

$K_{Q0}$ : Constante que depende del porcentaje de sólidos presentes en la alimentación, ver [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 6](#).

Wills y Finch (2016) indican que una de las expresiones más utilizadas es la propuesta por Plitt, que está dada por:

$$Q_{V(F)} = \frac{C(P)^{0.56} (D_C)^{0.21} (D_i)^{0.53} (h)^{0.16} (D_u^2 + D_o^2)^{0.49}}{e^{0.0031(v)}} \quad (3.11.91)$$

Donde:

$Q$ : Caudal volumétrico de la alimentación,  $m^3/s$ .

$C$ : Constante de calibración (toma el valor de 1.0 cuando no hay datos disponibles).

$D_C$  y  $D_i$ : Diámetro del hidrociclón y diámetro de la alimentación respectivamente, cm.

$D_o$  y  $D_u$ : Diámetro del vortex y Diámetro del ápex respectivamente en cm.

$P$ : La presión de la alimentación, kPa.

$V$ : % en volumen de sólidos en la alimentación.

$h$ : Distancia desde vortex hasta el ápice, cm.

Napier-Munn et. al (1996) indican que una expresión que da una aproximación de la capacidad de un hidrociclón cercana a los modelos de Plitt y Nageswararao es:

$$Q_{V(F)} = 9.5 \times 10^{-3} D_c^2 \sqrt{P} \quad [m^3/h] \quad (3.11.92)$$

Donde:

$D_c$ : Diámetro del hidrociclón, cm.

P: La presión de la alimentación, kPa.

De igual forma se tiene:

$$Q_{V(F)} = 0.7071 D_c^2 \sqrt{P} \quad [US GPM] \quad (3.11.93)$$

Donde:

P: Presión en la alimentación, psi.

$D_c$ : Diámetro del hidrociclón, in.

### 3.11.2.7 SELECCIÓN Y NÚMERO DE HIDROCICLONES

Cuando se realiza la selección de un hidrociclón existen estándares definidos por el diámetro del hidrociclón. Comúnmente se estima el tamaño de corte corregido para definir el diámetro del cilindro mediante la expresión:

$$D_c = 0.206 (d_{50C})^{1.515} \quad (3.11.94)$$

El tamaño de corte o tamaño del producto se establecen inicialmente mediante la selección del diámetro del hidrociclón. La capacidad es una función del diámetro del hidrociclón, y el número de hidrociclones se elige en función del rendimiento total requerido. Una primera selección preliminar se realiza utilizando un gráfico que proporciona el rango de tamaño del producto y capacidad para diferentes diámetros de hidrociclón, ver Figura 3.11-50. La mayoría de los hidrociclones están designados por el número de modelo, número de serie y tamaño, en el [Apéndice B - XV](#) se muestran la tabla de rendimiento de Krebs.

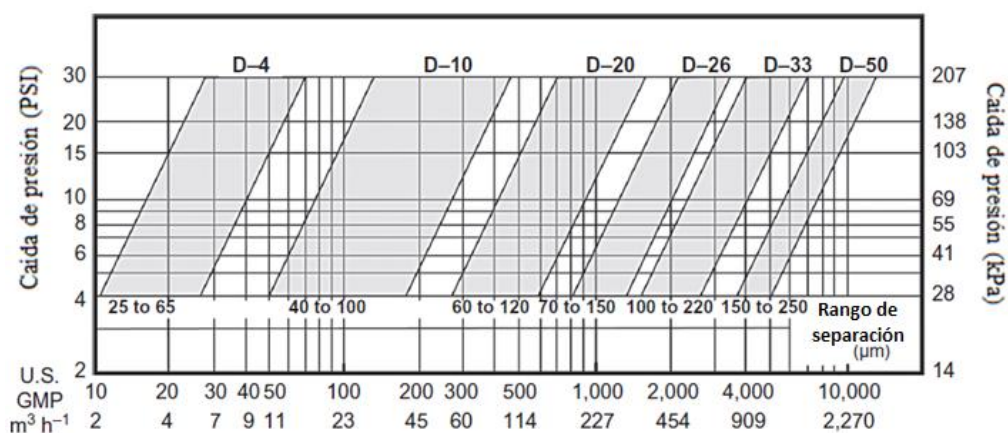


Figura 3. 11-50 Capacidad estándar de hidrociclones Krebs. Adaptado de Napier –Munn et al. (1996).

En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – 2.11.1 Material 2, Material 3, Material 4 y Material 20](#) muestran capacidades y especificaciones para diferentes tamaños de hidrociclones.

Napier-Munn et. al (1996) indican que un criterio para la selección de hidrociclones es que el tamaño del producto en el derrame sea del 1 al 15 % el tamaño de las partículas gruesas. Para la construcción de estos gráficos se considera que los hidrociclones operan con menos del 30 % de sólidos en peso en la alimentación y la gravedad específica está dentro de un rango de 2.5 a 3.2. Los modelos D – 4 por ejemplo mencionan el diámetro del hidrociclón es de 4 pulgadas.

En la selección de un hidrociclón es importante considerar la dependencia que tiene el diámetro del hidrociclón con el tamaño de corte, ya que el diámetro del hidrociclón le da la velocidad tangencial al flujo del cual deriva la fuerza centrífuga que impulsa la separación. De esta manera los hidrociclones pequeños manejan altas velocidades y por lo tanto se clasifican partículas finas.

Por lo tanto, el diámetro del hidrociclón es una variable de diseño central, pero no se debe disuadir a los operadores de reemplazar las unidades existentes por hidrociclones por un diámetro diferente, si la selección inicial resulta inapropiada o si las condiciones cambian lo suficiente como para garantizar la correcta operación.

Una vez que se selecciona el diámetro del hidrociclón, se puede ajustar el rendimiento modificando el diámetro del vortex y el ápex. Un ápex pequeño o vortex grande aumenta el tamaño de corte, produciendo un derrame de gruesos, probablemente los cambios traigan consigo cambios en la operación, por lo tanto, se debe tener precaución al proponer estos cambios. Resulta importante tener en cuenta que un caudal alto reduce el tamaño de corte y la inclinación de un hidrociclón aumenta el tamaño de corte.

Si se considera que " $V_t$ " es el flujo del volumen total y  $Q_{V(F)}$  es la capacidad volumétrica de cada hidrociclón el número de hidrociclones está dado por:

$$N = \frac{V_t}{Q_{V(F)}} \quad (3.11.95)$$

Actualmente se tiene bancos de hidrociclones de 4 hasta 16 hidrociclones para operaciones de alto tonelaje.

### 3.11.2.8 EFICIENCIA DE UN HIDROCICLÓN

La eficiencia de la separación en hidrociclones se define como la capacidad que tiene el equipo para enviar las partículas finas (menores a  $d_{50}$ ) al derrame y las partículas gruesas (mayores al  $d_{50}$ ) a la descarga por lo tanto está en función de sus variables de operación y del valor de  $d_{50}$ .

Para determinar la eficiencia de la separación las muestras deben de tomarse en un estado estable del hidrociclón conociendo la densidad de la pulpa, caudal de alimentación y geometría del hidrociclón. Las muestras se recolectan del derrame y la descarga para ser analizadas para conocer su distribución de tamaños. A partir del análisis granulométrico la eficiencia, cuando el material del overflow es el material de interés se tiene:

$$n = \frac{\text{peso de las partículas menores al } d_{50} \text{ en el derrame}}{\text{peso de las partículas menores al } d_{50} \text{ en la alimentación}} \quad (3.11.95)$$

Cuando el material del underflow (gruesos) es el material de interés se tiene:

$$n = \frac{\text{peso de partículas mayores al } d_{50} \text{ en la descarga}}{\text{peso de partículas mayores al } d_{50} \text{ en la alimentación}} \quad (3.11.96)$$

La eficiencia de un clasificador se determina también por medio del análisis propuesto para las cribas, y se define como la relación del material clasificado del derrame al peso del material clasificable que se alimenta expresado en porcentaje.

*f*: Porcentaje de material en alimentación, más fino que la malla de separación.

*o*: Porcentaje de material que hay en el derrame, más fino que la malla de separación.

*F*: Tonelaje alimentado al clasificador.

*O*: Tonelaje del derrame del clasificador.

La eficiencia del clasificador es:

$$E = 10,000 \frac{O}{F} \left( \frac{o - f}{f(100 - f)} \right) \quad (3.11.97)$$

El trabajo de un hidrociclón es considerado correcto cuando la eficiencia es mayor al 60%

Wills y Finch (2016) mencionan que las variables operativas y diseño que afectan el rendimiento de un hidrociclón.

a) Tamaño de corte:

- Aumenta con el diámetro del ciclón.
- Aumenta con la concentración de sólidos en la alimentación o cambios en la viscosidad de la pulpa.
- Disminuye con el caudal.
- Aumenta con ápex pequeños o vortex grandes.
- Aumenta con la inclinación del ciclón.

b) Eficiencia de clasificación:

- Aumenta con la selección correcta del tamaño del hidrociclón.
- Disminuye con la concentración de sólidos en la alimentación o cambios en la viscosidad de la pulpa.
- Aumenta al limitar el flujo de agua.
- Aumenta con cambios en las variables de dimensión del hidrociclón.

c) Recuperación de agua en la descarga:

- Aumenta con un ápex grande o un vortex pequeño.
- Disminuye con el caudal.
- Disminuye con los ciclones inclinados.
- Aumenta con la concentración de sólidos en la alimentación o cambios en la viscosidad del fluido portador.

d) Caudal volumétrico de alimentación:

- Aumenta con la presión.
- Aumenta con el diámetro del ciclón.
- Disminuye hasta una presión dada con la concentración de sólidos en la alimentación y cambios en la viscosidad de la pulpa.

Como las variables operativas de los hidrociclones tienen un efecto importante en el rendimiento de la clasificación es importante evitar cambios en el flujo y caída de presión durante la operación.

Como se vio anteriormente el caudal volumétrico de alimentación y la caída de presión a través del hidrociclón están relacionados. Es importante contemplar la caída de presión para permitir el diseño del sistema de bombeo para una capacidad dada. Regularmente un aumento en la velocidad de la alimentación o caída de presión aumenta la fuerza centrífuga, lo cual se traduce en la separación de partículas finas, dicho cambio no debe ser tan grande para no tener un efecto significativo.

Otro factor de gran importancia durante la operación de un hidrociclón es la densidad de la pulpa, esto se debe a que la viscosidad de la pulpa y grado de sedimentación se ve afectado por esta variable. La eficiencia de la separación disminuye al aumentar la densidad de la pulpa y el punto de corte aumenta debido a la mayor fuerza de resistencia de la partícula, reduciendo la caída de presión.

Cuando se quiere llevar a cabo una clasificación de finos en un hidrociclón se debe tener una alimentación con un contenido de sólidos no mayor al 40% de sólidos en peso y una gran caída de presión, de lo contrario se puede utilizar cribas de alta frecuencia. Otra variable importante es el tamaño de corte, el cual está relacionado por la geometría del hidrociclón como el diámetro del vortex y ápex que están relacionados con la caída de presión. Por otro lado, el área de la entrada determina la velocidad de entrada y presión con la cual ingresa el flujo de pulpa.

El correcto funcionamiento de los hidrociclones es importante para optimizar la eficiencia de la molienda y de procesos aguas abajo. La optimización de los hidrociclones en los circuitos de molienda generalmente se enfoca en la carga circulante requerida para lograr un tamaño deseado. Regularmente es necesario comprometer el tamaño del producto y densidad de la pulpa para lograr un equilibrio en el circuito (Napier-Munn et al., 1996).

Las variables de control son:

- Porcentaje de sólidos en la alimentación.
- Presión de la alimentación.
- Porcentaje de sólidos en la descarga.
- Toneladas por hora de alimentación fresca.
- Número de hidrociclones en la operación.

El parámetro más importante para controlar es el porcentaje de sólidos en la alimentación fresca para los hidrociclones. Estos valores se controlan mediante la dilución de la pulpa en sumidero. La caída de presión es resultado del volumen que se bombea a los hidrociclones y el número de hidrociclones.



## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Dos hidrociclones trabajan en el mismo circuito de molienda – clasificación y cada uno recibe 200 tph de mineral seco de pulpa con 40 % de sólidos en volumen. La densidad del mineral es de 3.2 toneladas/ metro cúbico.

El underflow del hidrociclón "A" tiene un 48 % de sólidos en peso.

El underflow del hidrociclón "B" tiene un 60 % de sólidos en peso.

Determine:

- ¿Cuáles de los dos hidrociclones tiene una separación más eficiente?
- Hallar la geometría de los hidrociclones, si el hidrociclón "A" tiene un diámetro de 2 pulgadas y el hidrociclón "B" tiene un diámetro de 15 pulgadas de diámetro.
- El tamaño de corte base ( $d_{50C}$ ) de cada hidrociclón con los valores establecidos.

**Solución: Hidrociclón B, A:  $D_o = 1.778 \text{ cm}$ ,  $D_i = 1.27 \text{ cm}$ ,  $D_u = 0.762 \text{ cm}$ , B:  $D_o = 13.35 \text{ cm}$ ,  $D_i = 9.52 \text{ cm}$ ,  $D_u = 5.715 \text{ cm}$ , A: 8.30 Micrómetros y B: 31.38 Micrómetros**

2. Una pulpa al 35 % de sólidos en volumen se clasifico en un hidrociclón de 100 mm de diámetro a una presión de entrada de 100 kPa. Determine la capacidad del hidrociclón en las siguientes condiciones de funcionamiento: Peso específico del sólido es de  $2,650 \text{ kg/m}^3$ .

**Solución:  $0.16 \text{ m}^3/\text{min}$**

3. Se instaló un hidrociclón Krebs D- 6B en un circuito abierto para clasificar un mineral con un contenido alto de sílice. Las dimensiones del hidrociclón son:

- Diámetro de la tubería de entrada 40 mm.
- Diámetro del tubo de desbordamiento 45 mm.
- Diámetro del Ápex 13 mm.
- Densidad de los sólidos es de 2.65.
- Densidad de la pulpa es de 1.629.

Determinar.

- La velocidad de alimentación para obtener un punto de corte de  $150 \mu\text{m}$ .
- Determine el porcentaje de sólidos.

**Solución:  $0.278 \text{ m}^3/\text{h}$ , 62%**

4. En una planta concentradora se instaló un hidrociclón con un diámetro de 10 pulgadas, este equipo produce un overflow con 84 % de partículas finas, pero solo el 70 % tiene un tamaño menor a 200 mallas. Determinar si el bajo porcentaje de clasificación de partículas menores a las 200 mallas se debe al tamaño incorrecto del hidrociclón o por la falta de carga. La pulpa que ingresa tiene el 30 % de sólidos en volumen, una gravedad específica de los sólidos 3.0 g/cc y una presión de 10 psi.

**Solución:  $d_{50C-aplicación} = 71 \text{ micrómetros}$**

5. De acuerdo con los datos de la siguiente tabla encuentre el  $d_{50c}$  de los hidrociclones "A" y "B" del Ejercicios Propuesto 1 de este capítulo, empleando el enfoque de Arterburn.

Abertura $\mu m$	Overflow A % que pasa	Overflow B % que pasa
212	99	99.5
150	92.3	98.6
105	83	96.3
74	72.6	91.6
63	60.6	80.1
31	-	61.5
15	-	-

**Solución: A= 120  $\mu m$  y B= 92  $\mu m$**

6. Se tomó una muestra de 2 litros de una pulpa de hematita de donde se obtuvo una torta al filtrar la pulpa y se obtuvo 250 gramos del mineral húmedo. Posteriormente esta torta se secó donde se obtuvo un peso de la hematita seca de 180 gramos. Calcule:

- Porcentaje de sólidos por volumen en la pulpa.
- Porcentaje de sólidos en peso en la pulpa.
- Relación líquido – sólido en volumen y peso.
- Densidad de la pulpa.
- Porcentaje de humedad en la torta de filtración.

**Solución: 1.875 %, 8.4 %, 52.3, 10.9, 1.07125, 28 %**

7. Determine el porcentaje de sólidos de una pulpa que tiene una densidad de 1,400 g/L y contiene una cantidad desconocida de sólidos con una gravedad específica de 3.5 g/cc.

**Solución: 40 % sólidos**

8. Determine el % de sólidos en peso en la pulpa, si el mineral que contiene es un mineral polimetálico que contiene galena, esfalerita y pirita. Un análisis químico determinó con precisión que los minerales están presentes en los siguientes porcentajes 40 % de galena, 35 % de esfalerita y 25 % de pirita.

La densidad de la pulpa es 1.9 g/  $cm^3$ . Calcule el % de sólidos y % de agua por volumen en la pulpa.

**Solución: 59.36% y 77.22%**

9. Determine el % de sólidos por peso en la pulpa si la gravedad específica de sólidos es 4.95 y la densidad de la pulpa es de 1.9 g/cc. Calcule el % de agua por volumen en la pulpa.

**Solución: 77.22 %**

10. El diámetro de un hidrociclón es de 30.5 cm. El hidrociclón se equipó con una manga de caucho de 90 cm de longitud desde el ápex al vortex y otorga 8 cm de diámetro interno del ápex. Se alimenta al hidrociclón una pulpa de cuarzo con una densidad de 1.33 a una velocidad de alimentación 1,000 litros por minuto con un 40 % de sólidos en volumen. Una muestra en el underflow reportó 75 % de sólidos. El diámetro del ápex se redujo en una primera estancia el 10 % y posteriormente otro 10 %.

Estime el cambio en el tamaño de corte después de cada ajuste del ápex. Considerando una densidad del cuarzo de 2.65.

**Solución:  $D_u 8 \text{ cm} = 30.3 \mu\text{m}$ ,  $D_u 7.2 \text{ cm} = 32.7 \mu\text{m}$ ,  $D_u 6.48 \text{ cm} = 35.2 \mu\text{m}$**

11. Una pulpa es alimentada a un concentrador, que consta de tres productos partículas valiosas, ganga y agua en una proporción de 20 %, 30 % y 50 % por volumen. Si la gravedad específica de las partículas valiosas y las partículas ganga es 7.5 y 2.5 g/cc respectivamente. Calcule la densidad de la pulpa y el porcentaje en peso del mineral valioso.

**Solución: 2.75 g/cc, 54.55 %**

12. Dos flujos de pulpa tiene un caudal de  $5.3 \text{ m}^3/\text{h}$  y la otra tiene un caudal de  $4.2 \text{ m}^3/\text{h}$ , se descarga a un sumidero que se bombea a una planta de beneficio para su tratamiento. El muestro y análisis arroja que, en los dos flujos, se tiene un porcentaje de sólidos en peso de 45 y 50 respectivamente y la gravedad específica de los sólidos es de 3.2 g/cc. Calcule el tonelaje de sólidos secos bombeados por hora y porcentaje de sólidos en peso de la pulpa total bombeada del sumidero.

**Solución: 6650.3 kg/h, 47.3 %**

13. Una pulpa de magnetita fluye a una velocidad 2 litros por segundos en una planta de beneficio. La densidad de la magnetita y la pulpa son  $5,000 \text{ kg}/\text{m}^3$  y  $1,500 \text{ kg}/\text{m}^3$  respectivamente. Calcule el tonelaje de magnetita tratada en la planta en una hora.

**Solución: 4.50 tph**

14. En una prueba de flotación de laboratorio se obtuvieron los siguientes datos: Pulpa consta en un 30 % de galena, 40 % de cuarzo en peso cuya gravedad específica son 7.5 y 2.65 g/cc respectivamente. Calcule la densidad de la pulpa y dilución de la pulpa.

**Solución:  $2.04 \text{ g}/\text{cm}^3$ , 0.43**

15. Se requiere prepara una pulpa de 30 % de sólidos en volumen con 4.2 litros de agua. Determine el peso de sólidos que se deben agregar en kilogramos si la gravedad específica de los sólidos es 2.65 g/cc.

**Solución: 4.77 kg**

16. Una bomba es alimentada por una pulpa que tiene un caudal de  $5 \text{ m}^3/\text{h}$  que contine 40 % de sólidos en peso. La gravedad específica de los sólidos en la pulpa es 3.0 g/cc. Calcule el tonelaje de sólidos secos bombeados por hora.

**Solución: 2.78 t/h**

17. Se toman 450 g de sólidos y se prepara una pulpa de 500 cc añadiendo agua. Si el peso de la pulpa es de 500 cc es de 800 gramos ¿Cuál es la gravedad específica de los sólidos? Determine la densidad de los sólidos en  $\text{kg/m}^3$ . Calcule el porcentaje de sólidos en la pulpa en peso y volumen.

**Solución: 3.0,  $3000 \text{ kg/m}^3$ , 56.25% y 30%**

18. Se instalará un hidrociclón es un circuito de molienda en un circuito cerrado con una descarga del molino que contiene 30 % de sólidos en volumen. La densidad de los sólidos es de  $2,800 \text{ kg/m}^3$  y la densidad del agua es de  $1,000 \text{ kg/m}^3$ . La caída de presión máxima fue de 50 kPa y el rendimiento del molino fue de 800 t/h, estime:

a) Dimensiones del hidrociclón si hay dos operando en paralelo.

b) Tamaño de corte.

**Solución:  $D_i$ : 6.36 cm,  $D_o$ : 2.97 cm,  $D_u$ : 2.9 cm,  $h$ : 133.56,  $D_c$ : 44.52 cm,  $d_{50c}$  83  $\mu\text{m}$**

19. Un hidrociclón opera en circuito cerrado con un molino de bolas que es alimentado a una razón de 800 tph de sólidos secos y el flujo del underflow reporta un 75 % de sólidos de la alimentación en peso. Los flujos de la pulpa de alimentación contienen 40 % de sólidos en volumen y se recupera el 45 % del agua. Calcule el porcentaje de carga circulante y la concentración en volumen de los sólidos en los productos del hidrociclón. La densidad de los sólidos es de 3.2 toneladas por metro cúbico.

**Solución: %CL: 300%, U: 52.6%, O: 23.3%**

20. En un circuito cerrado de un hidrociclón y un molino de bolas. Los sólidos recirculados al molino de bolas son 250 toneladas métricas por hora. El overflow del hidrociclón reporta un 40 % de sólidos en peso. La gravedad específica de los sólidos es 2.8 g/cc. Cuando se desea tener una carga circulante del 225 %. Calcule para la alimentación, overflow y underflow del hidrociclón:

- Tonelaje de cada componente.
- Porcentaje de sólidos en peso.
- Densidad de la pulpa.
- Caudal de la pulpa en litro por segundo.
- Porcentaje de sólidos en volumen.

**Solución: Overflow: 250, 625, 375, 40%, 1.355, 128.1 l/s, 18.7%. Underflow: 562.5, 750, 187.5, 75, 1.966, 106 l/s, 50.9%. Alimentación: 812.5, 1375, 562.5, 59.1%, 1.632, 234 l/s, 33.3%.**

## REFERENCIAS

- Arterburn (1982). The Sizing and Selection of Hydrocyclones. En Mular A. & Jergensen V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (pp. 592 -607). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers. [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 5.](#)
- Burroughs C. (1991). Materials Beneficiation (pp. 85 -86). Springer- Verlag.
- Dahlstrom D. (1949). Cyclone Operating Factor and Capacities on Coal and Refuse Slurries. Trans. America Institute of Mining Engineers. 184, 331 -344.
- Denver (Operación y Control de Plantas de Beneficio). Máquinas de Proceso S.A. de C.V.
- Flintoff B. y Knorr B. (2019). Cyclones. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 595 - 610). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Flintoff B. y Kuehl R. (2011). Classification by Screens and Cyclones. En Darling P. (Ed.). Mining Engineering Handbook (pp. 1496 -1502). Society of Mining, Metallurgical and Exploration, Inc.
- FLSmith Krebs (Manual de Instalación Operación y Mantenimiento). Batería de Hidrociclones. Santiago, Chile
- Gupta A. y Yan D. (2006). Mineral Processing Design and Operations (pp. 457 - 468). 2a ed. Elsevier B.V.
- Kelly E. y Spottiswood J. (1990). Introducción al Procesamiento de Minerales (p. 245 -246). Editorial Limusa.
- Krebs Engineers (Ciclones Krebs para la Industria de la Minería). Chrysler Drive Menlo Park CA 94025-9928.
- Mular A. y Jull N. (1978). Cyclone Classifiers, Pumps and Pump Boxes for Grinding Circuits. En Mular A. y Bhappu R. (Eds.). Mineral Processing Plant Design (p. 398). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Nageswararao K. (1995). A General Model for Hydrocyclone Classifiers. AusIMM.
- Napier – Munn T., Morrell S., Morrison R. y Kojovic T. (1996). Mineral Comminution Circuits Their Operations and Optimisation (pp. 311 -319). Australia: JKMRC Monograph Series in Mining and Mineral Processing.
- Quiroga J. (1986). Análisis de los Parámetros Operativos en el Área de Molinos (pp. 89 – 117). Geomimet No. 139.
- Quiroga J. (2006). Método Estadístico – Práctico para el Cálculo de Hidrociclones (pp. 260). Geomimet: Tomo1 1. No. 260.
- Sepúlveda J. (1993). Un Análisis Crítico del Proceso de Molienda/Clasificación (pp. 7 - 9). Chile: Control Internacional Inc.
- Subba D. (2016). Minerals and Coal Process Calculations (pp. 78 - 85). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Tarr T. (1985). Hydrocyclones. Weiss N. (Ed.) Mineral Processing Handbook (pp. 3D -10 – 3D - 34). Society of Mining Engineers of America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 8.](#)
- Wills B. (1985). Mineral Processing Technology (pp. 288 -289). 3a ed. Pergamon Press.
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (pp. 203 -217). 8a ed. Elsevier B.V.
- Wills B. y Napier – Munn T. (2006). Mineral Processing Technology (pp. 216 – 217). 7a ed. Elsevier Science & Technology Books.

### 3.11.3 CLASIFICADORES MECÁNICOS

Son utilizados en la mediana y pequeña minería, esto se debe a su capacidad que no es comparable con los hidrociclones o cribas. En este tipo de clasificadores el asentamiento de las partículas permite la clasificación de partículas, las partículas de baja velocidad de asentamiento son arrastradas por un fluido para su derrame (lamas) y el material de alta velocidad de asentamiento se deposita en el fondo (arenas). Cuando el material es depositado en el fondo es arrastrado contra flujo por un medio mecánico (Wills y Finch, 2016).

Los elementos principales de estos clasificadores son:

- Tanque de sedimentación.
- Rampa inclinada o canal del tanque de sedimentación.
- Sistema de transporte de arena.

Kelly y Spottiswood (1990) indican que estos clasificadores se utilizan para diversas operaciones como:

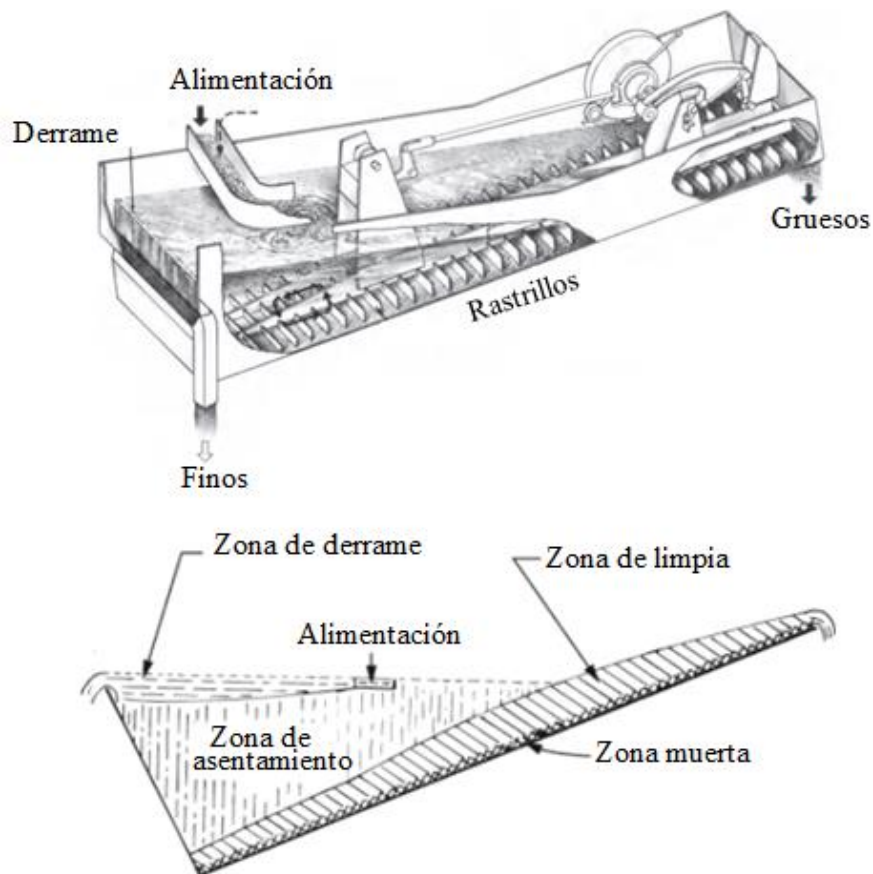
- Separación de arenas y limos, típicamente cuando el material es demasiado fino para hacerse económicamente mediante un proceso de cribado.
- Efectuar una concentración de las partículas densas de un tamaño fino.
- Obtener un producto con un contenido sólidos altos (hasta un 84 %).
- Operaciones de deshidratación.

De acuerdo con Dunne (2019) estos clasificadores son empleados en el lavado y deslamado de agregados pétreos. Además de la clasificación de arena sílica, roca fosfórica, barita, minerales de hierro, níquel - cromo, alúmina y zeolitas cuando la capacidad de la planta no es tan alta. Los equipos que se encuentra en este grupo de clasificadores mecánicos son los clasificadores de espiral, clasificadores de rastrillos y tazón clasificador. Algunos de los proveedores son McLanahan, Eimco-KCP, Metso y FLSmidth.

Los clasificadores mecánicos consisten en un tanque de sedimentación en forma rectangular y un fondo inclinado equipado con un mecanismo que agita continuamente la pulpa y arrastra los sedimentos. La operación de los clasificadores mecánicos requiere de una menor potencia y tiene menores costos de mantenimiento que los hidrociclones (Hitzrot y Meisel, 1985).

En los clasificadores mecánicos se tienen zonas de trabajo las cuales son: zona de derrame, lecho muerto, asentamiento, limpieza y remoción de arena ver Figura 3.11-51.

**Zona de derrame.** Tiene la característica que el flujo de la pulpa es libre. Esta zona se extiende desde la abertura de alimentación hasta el extremo del vertedero de derrame, en esta zona la clasificación se acerca a las condiciones de una sedimentación libre donde se encuentra una pulpa diluida.



**Figura 3. 11-51** Zonas de los clasificadores mecánicos. Adaptado de Burroughs (1991).

**Zona de asentamiento.** Se extiende por debajo de la zona de derrame, el tamaño de las partículas y densidad de la pulpa decrecen desde la superficie. Cuanto menor sea la agitación y densidad de la pulpa en la parte superior de esta zona, menor es el tamaño de las partículas sedimentadas. Cuando se requiere el tamaño del derrame sea fino es recomendable que el sistema de transporte llegue hasta el fondo del tanque para realizar una turbulencia menor para generar la sedimentación de las arenas. Bajo esta consideración las partículas que se asienten en esta zona entran a la zona de limpieza y eliminación de las arenas.

**Zona de limpia y eliminación de arena.** Los sólidos de la descarga son arrastradas por los rastrillos o espirales para eliminar el agua atrapada y partículas finas.

**Zona muerta.** Esta se encuentra en el fondo del tanque lejos del alcance de los rastrillos o espirales no tiene desarrollo importante en el proceso de clasificación.

La distancia al vertedero tiene una influencia en la velocidad del flujo de derrame, bajo esta condición la ubicación del vertedero es uno de los factores que controla el tamaño de las partículas de clasificación. La longitud del vertedero está diseñada para proporcionar la velocidad del derrame que permite a las partículas gruesas que entren en la zona de asentamiento.

Por otro lado, el movimiento del sistema de transporte permite la limpieza del material grueso liberando el agua atrapada, lo cual permite que las partículas finas atrapadas en el fondo se eleven y formen parte del derrame. Un aumento de la velocidad de los rastrillos o espirales incrementa la agitación y aumenta el flujo del derrame. Otro factor importante es la pendiente del tanque que tiene una gran influencia directa en el área del tanque, capacidad del mecanismo de transporte y porcentaje de arena removida. Un incorrecto diseño de la pendiente trae consigo una incorrecta separación y cambios en el contenido de humedad de la descarga.

### Clasificadores de espiral.

Un clasificador de espiral consiste en un tanque rectangular con una o dos espirales, montados de manera paralela al fondo del tanque, los espirales se mueven sin tocar los costados del tanque y el fondo, ver Figura 3.11-52. El movimiento de los espirales proporciona el transporte de las arenas hacia el derrame. El diseño de los clasificadores puede ser de simples (simplex) o doble espiral (dúplex) dependiendo de las dimensiones del tanque y la capacidad deseada. Los espirales pueden ser de hélice simple, doble o triple dependiendo del número de hélices montadas en el eje giratorio que se extienden a lo largo del tanque (Dunne, 2019).

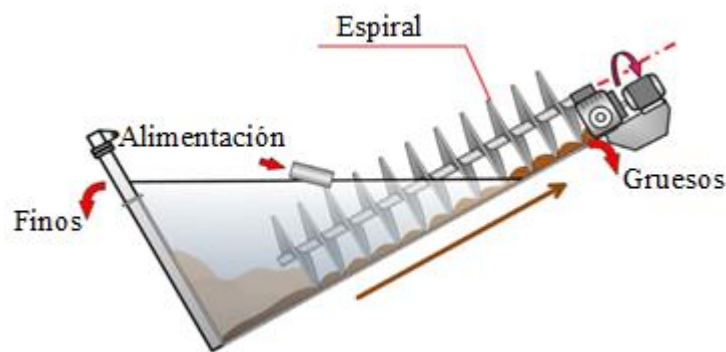


Figura 3. 11-52 Clasificador de espiral. Adaptado de Wills y Finch (2016).

La pendiente del tanque varía del  $14^{\circ}$  a  $18^{\circ}$ , es necesario que el extremo superior del eje se ajuste de manera que sea más alto que la altura del vertedero de desbordamiento. Los espirales de 300 mm de diámetro giran entre 8 - 20 rpm, mientras que los espirales de 2,000 mm giran de 2 - 5 rpm para otorgar una velocidad de transporte de arena de 2-3.5 m. Los proveedores caracterizan por lo regular el diámetro de los espirales con el tamaño de las hélices (Gupta y Yan, 2016).

El tamaño de alimentación del clasificador en espiral está dentro de un rango de  $150 \mu\text{m}$  (100 mallas) a  $75 \mu\text{m}$  (200 mallas). Los clasificadores se construyen en tres formas diferentes el tipo vertedero alto, tipo espiral sumergido y vertedero bajo. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.11 Clasificación – Material 16 y Material 19](#) se muestran catálogos de estos clasificadores.

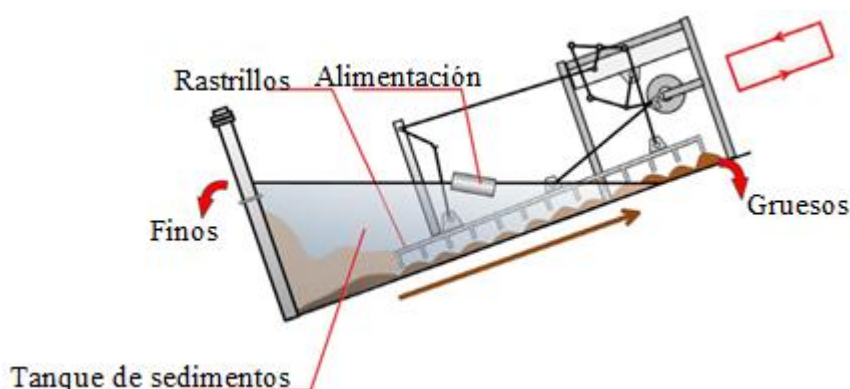
### Clasificadores de rastrillo.

Estos clasificadores son poco utilizados en la industria, debido a que han sido sustituidos por los hidrociclones y los clasificadores de espiral. Actualmente son fabricados por FLSmidth Dorr - Oliver Eimco (Dunne, 2019).



Gupta y Yan (2016) indican que la construcción de estos equipos es semejante al clasificador de espiral solo que se reemplaza el espiral por una serie de rastrillo que consiste en una o más líneas paralelas de placas de acero que cuelgan de un eje. Las placas arrastran las partículas sedimentadas en el fondo del tanque. Al final de la carrera, las placas se elevan y luego se vuelven a bajar al tanque después de un movimiento excéntrico volviendo a su posición original.

Las partículas son arrastradas por los rastrillos sobre la pendiente y finalmente se descarga en el vertedero. El diseño del clasificador de rastrillos consta de un tanque, uno o más rastrillos y un mecanismo excéntrico para accionar los rastrillos, el cual consta de una serie de engranes en uno de los lados del tanque donde está acoplado un tubo de torsión. En la Figura 3.11-53 se muestra un clasificador de rastrillo y sus componentes.



**Figura 3. 11-53** Clasificador de rastrillo. Adaptado de Wills y Finch (2016).

El diseño de estos clasificadores pueden ser tipo dúplex, donde un conjunto de rastrillos se mueve hacia arriba, mientras que otro grupo de rastrillos regresa a los sedimentos. También pueden ser construidos con una sola serie de rastrillos (simplex) o cuatro (cuádruplex).

Wills y Finch (2016) establecen que la densidad de la pulpa es una variable importante en el funcionamiento de los clasificadores de espiral y rastrillos. Estos clasificadores no operan con un porcentaje mayor al 50 % de sólidos. Por lo tanto, dentro del tanque se agrega agua para controlar la densidad de pulpa, esta adición de agua determina la velocidad de sedimentación de las partículas.

El aumento en la dilución de la pulpa reduce la densidad del producto que se desborda y aumenta la sedimentación, lo cual permite que las partículas finas se sedimenten. Por lo tanto, se indica que estos equipos pueden operar con porcentaje hasta del 10% de sólidos llamada dilución crítica. Por debajo de este porcentaje se obtiene en el desbordamiento partículas gruesas.

### **Tazón clasificador.**

El clasificador de tazón consiste en una unidad de rastrillos giratorios desde un eje central a los extremos de la periferia de un tazón, el cual se encuentra inclinado hacia el eje para arrastrar los sedimentos al centro, ver Figura 3.11-54. La pulpa en el tazón se agita lentamente al girar los rastrillos sumergidos para arrastrar los sedimentos al centro. Los sedimentos son recolectados por un espiral que transporta el material grueso (Gupta y Yan, 2016).

Estos equipos son diseñados con un diámetro de tazón de 3 - 10 metros. Para una correcta operación del tazón, la alimentación debe tener aproximadamente el 65 % de sólidos en peso. Las capacidades de estos equipos oscilan entre 5 y 250 toneladas por hora dependiendo del diámetro del clasificador.

Las caras de los rastrillos pueden tener un ancho de 460 a 1,220 milímetros con un largo de 7,200 milímetros. El clasificador puede manejar partículas con un diámetro de 12 milímetros.

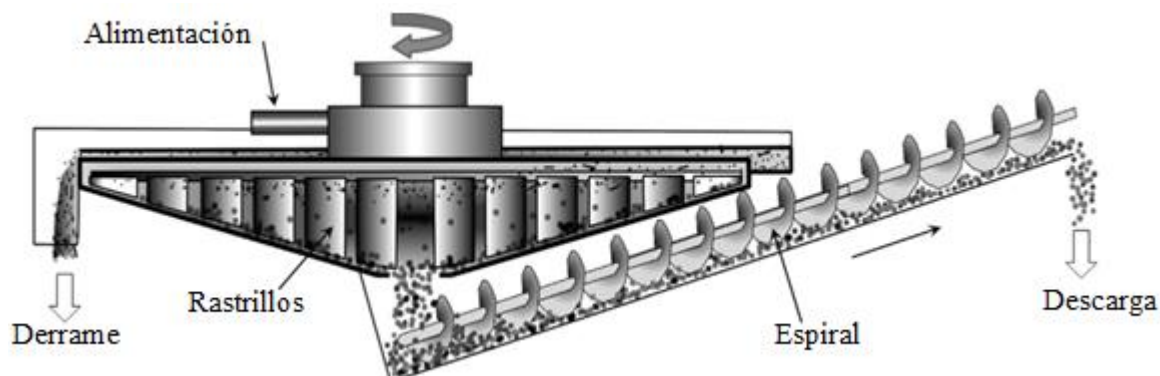


Figura 3. 11-54 Tazón clasificador. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

La selección adecuada de los equipos de clasificación mecánica requiere que las características de la pulpa estén definidas. La información que se requiere de los sólidos son: velocidad de alimentación, composición física, densidad, temperatura, granulometría, tiempo de asentamiento y tamaño de separación deseado. Para el líquido se requiere conocer la velocidad de alimentación, densidad, viscosidad, pH y temperatura.

### 3.11.3.1 DISEÑO DE CLASIFICADORES MECÁNICOS

El área del tanque permite que las partículas se separen y la sedimentación solo dependa de su gravedad específica, forma de la partícula y viscosidad del medio. Por lo tanto, es esencial conocer la velocidad de sedimentación para la determinación el área del tanque. Para una estimación del área para pulpas diluidas en un circuito abierto Heiskanen citado por Dunne (2019) se puede emplear la siguiente expresión empírica:

$$A = (W)(E) = 2Q/V_T \quad (3.11.98)$$

Donde:

A: Área del tanque, m<sup>2</sup>.

W: Longitud del vertedero de derrame, m.

E: Distancia del vertedero desde la entrada de la alimentación, m.

Q: Velocidad del derrame, m<sup>3</sup>/s.

V<sub>T</sub>: Velocidad de asentamiento terminal, m/s.

Gupta y Yan (2016) mencionan que el diseño del área del tanque está en función de la velocidad de sedimentación, tamaño y forma de las partículas, velocidad del flujo en el derrame. El área correcta en un tanque proporcionar el tiempo suficiente para que las partículas con una sedimentación lenta lleguen al fondo del tanque, esto es crucial si el material sedimentado es de valor económico.

Gupta y Yan (2016) señalan que la velocidad de sedimentación de partículas no esféricas es:

$$V_T = \left( g \left( \frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \left( \frac{\mu}{\rho_L} \right) \right)^{1/3} \quad [m/s] \quad (3.11.99)$$

Donde:

$\rho_S$ : Densidad del sólidos,  $kg/m^3$

$\rho_L$ : Densidad del líquido,  $kg/m^3$

$g$ : Fuerza gravitacional que actúa sobre las partículas,  $9.81 \text{ m/s}^2$

$\mu$ : Viscosidad del fluido portador, Pa.s

Para diferentes valores del número de Reynolds, se tiene una diferente relación entre la velocidad de asentamiento terminal y velocidad del flujo en el derrame mediante la relación adimensional de  $V_T/v$  con el apoyo de la Figura 3.11-55.

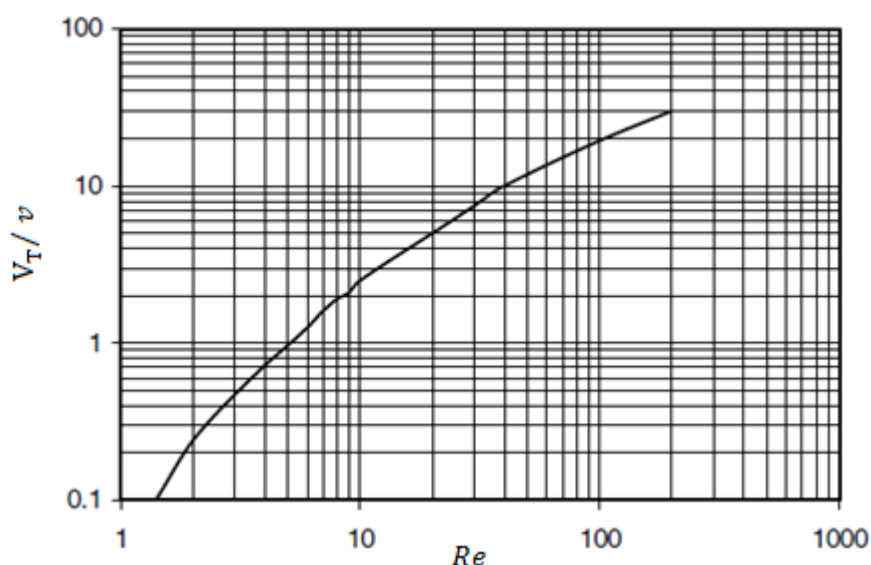


Figura 3. 11-55 Relación del número de Reynolds y  $V_T/v$ . Adaptado de Gupta y Yan (2016).

En la práctica, el valor de  $Re$  se estima y el valor  $V_T/v$  se determina con la Figura 3.11-52, a partir de un valor de conocido de " $v$ " se estima el valor de la velocidad de asentamiento terminal. Regularmente la capacidad de los clasificadores mecánicos es tomada de los datos de los fabricantes, porque está se encuentra limitada por las características del mecanismo de transporte, porcentaje de sólidos y granulometría de los sólidos.

De acuerdo con Gupta y Yan (2016) el volumen del derrame se puede expresar como:

$$Q_{V(O)} = (W)(H)(v) \quad (3.11.100)$$

Donde:

$Q_{V(O)}$ : Volumen del derrame,  $m^3/s$ .

$W$ : Ancho del tanque, m.

$H$ : Alto del tanque, m.

$v$ : Velocidad del flujo hacia el derrame, m/s.

Para estimar el volumen del derrame de un clasificador de rastrillos y espirales se puede utilizar la siguiente expresión empírica:

$$Q_{V(R)} = 0.035 WP\rho_B(D - 0.75W) \quad (3.11.101)$$

Donde:

$Q_{V(R)}$ : Capacidad (t/h/rpm).

W: Ancho de la zona transporte, m.

P: Longitud de la zona transporte, m.

$\rho_B$ : Densidad de la pulpa en la descarga, kg/m<sup>3</sup>.

D: Diámetro del espiral o ancho del espiral, m.

Gupta y Yan (2016) indican que los clasificadores en espiral, la capacidad del derrame está dado por:

$$Q_{E(O)} = n k_1 k_2 (3.92D^3 + 0.67 D) \quad \text{tanques con vertedero bajo} \quad (3.11.102)$$

$$Q_{E(O)} = n k_1 k_2 (3.12D^3 + 0.42 D) \quad \text{tanques con vertedero alto} \quad (3.11.103)$$

Donde:

$Q_{E(O)}$ : Capacidad de sólidos en el derrame, t/h.

n: Número de espirales.

$k_1$ : Factor tanque (Tabla 3.11-11).

$k_2$ : Factor de la densidad de sólidos (Tabla 3.11-11).

**Tabla 3. 11-11**

Factores  $k_1$  y  $k_2$  para la capacidad de un clasificador de espiral.

Tamaño de corte ( $\mu\text{m}$ )	400	300	200	150	100	74	53	44
$k_1$ (tanque alto)	1.95	1.7	1.46	1	0.66	0.46	-	-
$k_1$ (tanque bajo)	-	-	2.9	2.2	1.6	1	0.57	0.36
Gravedad específica de los sólidos	2	2.5	3	3.5	4	4.5	5	-
$k_2$	0.75	0.92	1.08	1.25	1.42	1.58	1.75	-

Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Para realizar una estimación del área del tanque o velocidad de derrame es necesario conocer la velocidad de sedimentación que depende de la forma de las partículas y de cualquier obstáculo en el fluido que impida su sedimentación. Se requiere considerar algunos factores para tener una la velocidad de sedimentación aproximada. El primer factor es la eficiencia del área " $A_{EF}$ " propuesta Fitch y Roberts (1985) en la Tabla 3.11-12 para determinar su valor.

**Tabla 3. 11-12**  
Factor de eficiencia de área.

Clasificador	Factor de eficiencia de área	
	Mínimo	Máximo
Rastrillos	0.2	0.6
Espiral	0.2	0.6
Tazón	0.4	0.6

Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Este factor relaciona el área efectiva para la sedimentación de acuerdo con el tamaño real del tanque. El segundo factor toma en cuenta la forma de la partícula " $P_s$ ", en la Tabla 3.11-13 se muestran los factores para diferentes formas de partícula y minerales.

**Tabla 3. 11-13**  
Factor de la forma de partícula.

Partículas	Factor de forma
Esféricas	1
Cubica	0.93
Arenas	0.9
Galena	0.7
Dolomita	0.67
Pirita	0.67
Cuarzo	0.5

Adaptado de Gupta y Yan (2016).

El tercer factor considera el número de Reynolds y la forma de las partículas " $H$ ". Este factor está dado por:

$$H = \varepsilon^{f(R_e, P_s)} \quad (3.11.104)$$

Este factor considera que todas las partículas gruesas han sido clasificadas en el tanque desde su alimentación, y que la concentración de partículas finas no tiene ningún cambio. Existe una porción de vacíos entre las partículas en la zona de sedimentación.

La proporción de vacíos está dada por:

$$\varepsilon = \frac{1}{1 + (V_d / V_F)} \quad (3.11.105)$$

Donde:

$V_F$ : Dilución de la alimentación (volumen de líquidos / volumen de sólidos).

$V_d$ : Porcentaje de finos en la alimentación (Volumen de finos / volumen de sólidos). Otra expresión para el cálculo de la fracción vacía es:

$$\varepsilon = \frac{V_{L(F)}}{V_{L(F)} + V_{d50}} \quad (3.11.106)$$

Donde:

$V_{d50}$ : Volumen de finos en la alimentación.

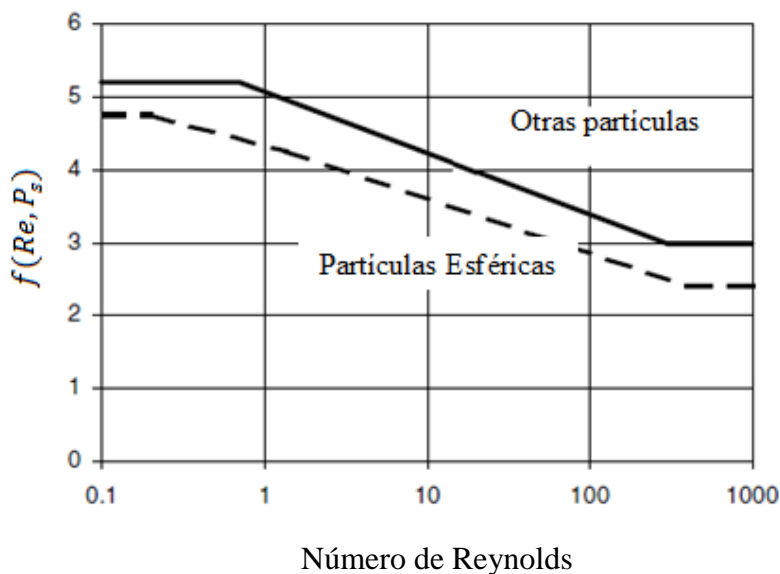
$V_{L(F)}$ : Volumen de líquidos en la alimentación.

La velocidad de asentamiento ideal está relacionada con el número de Reynolds, para un sistema no ideal está dado por:

$$Re = \left( \frac{d_{50} v \rho_L}{\mu} \right) \quad (3.11.107)$$

Donde  $d_{50}$  indica el tamaño de corte.

Mediante la estimación del número de Reynolds y la fracción vacía se puede estimar el valor de la función  $f(Re, P_s)$  considerando la forma de la partícula empleando la Figura 3.11-56 se puede estimar el valor del factor de obstáculo.



**Figura 3. 11-56** Relación entre el número de Reynolds y la función  $f(Re, P_s)$ . Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Para determinar el área del tanque, se asume que la velocidad de sedimentación esta relaciona con el volumen de pulpa que pasa sobre el vertedero. La cantidad de pulpa que se derrama por unidad de tiempo en el vertedero es:

$$Q_{VL(O)} = V_S(A)(H)(P_s)(A_{EF}) \quad [m^3/s] \quad (3.11.108)$$

### 3.11.4 CURVAS DE PARTICIÓN

La curva de partición (también conocidas como Curva Tromp, curva de selectividad, curva de eficiencia) es un método gráfico para evaluar la eficiencia de la separación utilizada de manera universal para evaluar procesos y es la base para el modelado de sistemas de separación.

Las curvas de partición son utilizadas para evaluar la eficiencia en la concentración gravimétrica, separación electrostática, separación magnética, operaciones de cribado y clasificación. Lange et. al (1987) mencionan que esta metodología es aplicable en sistemas de limpieza de carbón, mediante el análisis de la alimentación y el producto.

De acuerdo con Flintoff (2019) “La curva de partición proporciona una descripción detallada del proceso de separación de manera empírica respecto a una característica objetivo de la alimentación, como puede ser el tamaño de corte o concentración de partículas de valor económico,” (p.639).

Las curvas de partición es la base para la simulación de procesos, siendo una herramienta central para:

1. Evaluar la eficiencia de la separación por tamaños.
2. Permite analizar el proceso de acuerdo al rendimiento esperado.
3. La toma de decisiones en el diseño de procesos.

La construcción de la curva de partición parte de la recolección de datos en la planta mediante una campaña de muestreo. Cualquier característica en la alimentación es conocida como característica objetivo "i", el cual se ubica en una porción de la alimentación. La cantidad de material fuera de esta porción que no cumple con la característica en relación con la fracción que si cumple con dicha característica se denomina coeficiente de partición (también conocido como factor de distribución o factor de probabilidad).

En un proceso de separación el coeficiente de partición está dado por:

$$(S) = \frac{\text{Cantidad de material de tamaño "p" en el flujo analizado}}{\text{Cantidad de material del mismo tamaño en la alimentación}} = \frac{M_{ui}}{M_{Fi}} \quad (3.11.109)$$

Este se puede expresar como una fracción o un porcentaje. El coeficiente de partición es la recuperación de un material con una característica objetivo en una corriente (overflow, underflow, concentrado o colas). En el cribado o clasificación el coeficiente de partición obtenido se grafica contra el tamaño promedio de la fracción analizadas para generar su curva de rendimiento. El tamaño medio puede ser la media aritmética o la media geométrica.

Gupta y Yan (2016) afirman “el coeficiente de partición nos dice cuántas partículas pequeñas o demasiado grandes hay en el flujo de material y se puede enriquecer el estudio mediante un análisis químico que permita encontrar una característica especial como un mineral de interés económico como el caso de oro libre”. (p. 378)

### Ejemplo 3.11.11.

En una criba se tiene un 62.5 % de las partículas que cumplen con el tamaño de corte en el overflow y en el underflow un 37.50 % cumplen con estas características los resultados de la campaña de muestreo en el overflow y el underflow (Tabla Ejemplo 3.11.11 – 1).

**Tabla Ejemplo 3.11.11 - 1**

Muestreo del overflow y underflow para el proceso de cribado.

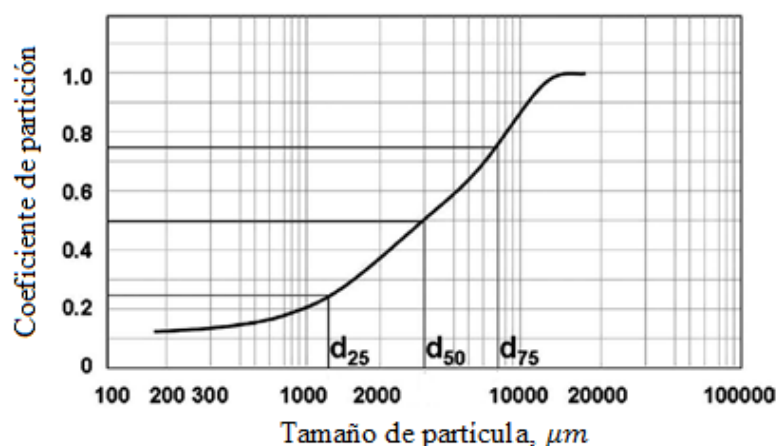
A	B	C	D	E	F	G	H
	% del peso retenido		% peso presente en la		Total calculado en	Tamaño	Coefficiente
Tamaño en micras.	O/F	U/F	alimentación		la alimentación	promedio	de partición
+ 20000	-	-	-	-	-	-	-
- 20000 + 16000	37.5	0.5	23.44	0.19	23.63	18000.00	0.99
-16000 + 8000	32.0	1.0	20.00	0.38	20.38	12000.00	0.98
-8000 + 4000	13.0	10.6	8.13	3.98	12.10	6000.00	0.67
-4000 + 2000	7.4	12.1	4.63	4.54	9.16	3000.00	0.50
- 2000 + 1000	3.6	15.0	2.25	5.63	7.88	1500.00	0.28
-1000 + 500	2.5	18.0	1.56	6.75	8.31	750.00	0.19
- 500 + 250	2.0	20.0	1.25	7.50	8.75	375.00	0.14
- 250 + 125	1.5	19.8	0.94	7.43	8.36	375.00	0.11
-125	0.5	3.0	0.31	1.13	1.44	187.00	0.21
<b>Total</b>	100.00	100.00	62.50	37.50	100.00		

Para evaluar el rendimiento del proceso de cribado respecto a la característica del overflow con una superficie de cribado determinada se traza la curva de partición.

#### Los pasos para la construcción de la curva característica son:

- La columna A se encuentra el tamaño de partícula, las columnas B y C son el porcentaje del peso retenido en el overflow y el underflow. Las columnas D y E son los análisis de tamaño en relación con las partículas de interés en la alimentación, solo aquellas que cumplen con la característica objetivo.
- La columna D se calcula multiplicando los valores de B por 0.625, está es la porción de la alimentación que cumplen con la característica deseada en el overflow. De manera similar, la columna E se calcula multiplicando los valores de la Columna C por 0.375 que es la fracción que se reporta en el underflow.
- La columna F es el análisis de tamaño de la alimentación que se calcula sumando los valores correspondientes de la columna D y E. La columna G es la media aritmética de los tamaños de partícula correspondiente. La columna H, es el coeficiente de partición y se calcula dividiendo cada % en peso en la columna D por el % en peso de la columna F.
- El trazo de la curva Tromp se realiza con la media aritmética (columna G) y el coeficiente de partición (Columna H) en una hoja semi-log para registrar la mayoría de los tamaños, ver Figura Ejemplo 3.11.11 – 1.





**Figura Ejemplo 3.11.11 - 1** Curva de partición del proceso de cribado. Tomado de Subba (2016).

A partir de esta curva de Tromp se concluye que el  $d_{50}$  correspondiente al coeficiente de partición para una probabilidad del 0.5 es de 3,000 micras el cual es un punto de corte o tamaño de separación y define las partículas que tienen la probabilidad de pasar u obstruir la abertura de la criba. Esto demuestra que el diseño de la criba en una próxima prueba se debe de contemplar que el ancho de la abertura sea mayor al punto de corte.

El tamaño de separación o punto de corte, se obtienen con una recuperación del 50 % para tamaño "p" en un producto, esto indica que se tiene la misma probabilidad de pertenecer al overflow como al underflow.

**Ejemplo 3.11.12.**

Un hidrociclón opera bajo las siguientes condiciones:

- La pulpa de alimentación contiene 55.0 % de sólidos a una razón de 206.5 t/h
- La pulpa del derrame contiene 19.6 % de sólidos a una razón de 29.4 t/h
- La pulpa de la descarga contiene 78.2 % de sólidos a una razón de 177.1 t/h
- El análisis granulométrico los flujos se muestra en la Tabla 3.11-16.

El coeficiente de partición en la clasificación se toma para un determinado tamaño de partícula, ya sea en la descarga o en el derrame.

**Tabla Ejemplo 3.11.12 – 1**  
Muestreo del overflow y underflow para el proceso de clasificación.

A	B	C	D	E
Tamaño ( $\mu m$ )	Media Geo. del tamaño	Alimentación toneladas	O/F (Toneladas)	U/F (Toneladas)
-600 + 425	505	120	0	121
-425 + 300	357.1	26	0.6	24
-300 + 250	273.9	13	2	11
- 250 +150	193.6	12	4.7	8.2
-150 + 106	126.1	9	4.6	4.2
-106 + 75	89.2	5	3.2	2.2
-75	-	21.5	14.3	6.5
Total		206.5	29.4	177.1

**Los pasos para la construcción de la curva característica son:**

- La columna F es el total de material en la alimentación y se calcula sumando los valores correspondientes de la columna D y E.
- La columna G, es el coeficiente de partición y se calcula a partir de las columnas E y F para determinar el comportamiento del proceso de clasificación con la siguiente expresión  $(E) \times (100/F)$ .

**Tabla Ejemplo 3.11.12 - 2**

Construcción de la curva de partición del proceso de clasificación.

A	B	C	D	E	F	G
Tamaño ( $\mu m$ )	Media Geo. del tamaño	Alimentación toneladas	O/F (Toneladas)	U/F (Toneladas)	Total calculado en la alimentación	Coefficiente de partición
-600 + 425	505	120	0	121	121	100.0
-425 + 300	357.1	26	0.6	24	24.6	97.6
-300 + 250	273.9	13	2	11	13	84.6
- 250 + 150	193.6	12	4.7	8.2	12.9	63.6
-150 + 106	126.1	9	4.6	4.2	8.8	47.7
-106 + 75	89.2	5	3.2	2.2	5.4	40.7
-75	-	21.5	14.3	6.5	20.8	31.3
Total		206.5	29.4	177.1	206.5	

La distribución de agua entre los flujos se puede determinar a partir de:

- Agua en la alimentación =  $100 - 55.0 = 45.0\%$
- Agua en el derrame =  $100 - 19.6 = 80.4 \%$
- Agua en la descarga =  $100 - 78.2 = 21.8 \%$

Por lo tanto, el contenido de agua en los flujos está dado por:

$$\text{Contenido de agua en la alimentación} = 206.5 \left( \frac{45}{55} \right) = 169.0 \text{ t/h}$$

$$\text{Contenido de agua en el derrame} = 29.4 \left( \frac{80.4}{19.6} \right) = 120.6 \text{ t/h}$$

$$\text{Contenido de agua en la descarga} = 177.1 \text{ t/h} \left( \frac{21.8}{78.2} \right) = 49.4$$

A partir de la columna del tamaño medio de la partícula contra el coeficiente de partición se obtiene la curva de partición y la curva corregida. En la Figura 3.11-16 se muestra la curva de partición para el material que fluye por la descarga del hidrociclón. La curva muestra que el tamaño de corte del hidrociclón se da en 135 mm, si este no es el tamaño de corte deseado se debe de ajustar los diámetros de ápex y del vortex, además de la velocidad del flujo en la alimentación para conseguir el tamaño de corte deseado.

En la curva de partición real se puede observar que no pasa por el origen. Esto sugiere que existe un porcentaje de la pulpa que no es clasificada en el hidrociclón, por lo tanto, se debe de corregir la curva. Bajo esta observación solo se clasifica el 95 % de la pulpa, esto indica que el tamaño de corte antes mencionado es incorrecto.

Se interpreta que la fracción de sólidos que no se clasifica es desviada a la descarga. Es por eso que existe el  $d_{50C}$  el tamaño de corte corregido. La corrección de la curva de partición se realiza conociendo el porcentaje de agua de la alimentación que fluye por la descarga, es decir:

$$49.4 \left( \frac{100}{169} \right) = 29.2 \approx 0.292$$

El coeficiente de partición corregido está dado por:

$$\frac{m_{iU} - (W \times m_{iF})}{m_{iF} - (W \times m_{iF})} \times 100$$

Donde:

$m_{iU}$ ,  $m_{iF}$ : Masa en un intervalo de tamaño "i" en la descarga y en la alimentación.

W: Porcentaje de agua de la alimentación que fluye por la descarga,

Por lo tanto para el tamaño medio de 505  $\mu\text{m}$  el coeficiente de partición corregido es:

$$\frac{121 - (0.292 \times 121)}{121 - (0.292 \times 121)} \times 100 = 100$$

Para el tamaño medio de 357  $\mu\text{m}$  el coeficiente de partición corregido es:

$$\frac{24 - (0.292 \times 24.6)}{24.6 - (0.292 \times 24.6)} \times 100 = 96.6$$

Se construye la Tabla Ejemplo 3.11-12 - 3.

**Tabla Ejemplo 3.11.12 - 3**

Coeficiente de partición y coeficiente de partición corregido.

	1	2
Tamaño medio ( $\mu\text{m}$ )	Coeficiente de partición	Coeficiente de partición corregido
505	100	100
357.1	97.6	96.6
273.9	84.6	78.3
193.6	63.6	48.5
136.1	48.6	27.8
89.2	38.5	13.1
8.7	31.3	2.9

El tamaño medio y el coeficiente de partición corregido se tienen la curva de partición corregida. A partir de las dos curvas mostradas en la Figura 3.11-57 el valor de  $d_{50}$  es de 135 mm y valor de  $d_{50C}$  es de 198 mm. De esta manera se puede observar que la curva corregida representa la eficiencia de la clasificación del hidrociclón.

La Curva Tromp muestra con claridad el comportamiento de separación de las partículas. Para describir la desviación del comportamiento ideal del proceso se hace necesario el cálculo de la desviación. Esto se obtiene basándose en el error entre la curva real y la línea de separación perfecta denominada error probable, área de error o probabilidad de ecart.

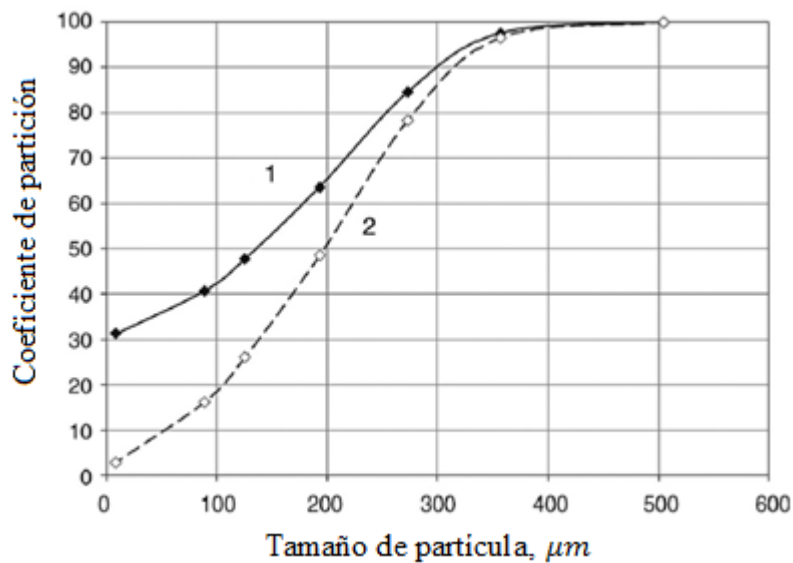


Figura 3. 11- 57 Curvas de partición corregida: Cura 1. Curva de partición y 2 Curva corregida. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

**Curva de partición en el cribado.**

Considerando que una criba tiene una abertura de 2 mm. Una separación perfecta involucra cualquier partícula que sea inferior a 2 mm debe pasar a través de la abertura, por lo tanto, el material en el overflow con esta característica debe ser cero. Por lo tanto, se entiende que las partículas mayores a 2 mm deben permanecer sobre la criba y por lo tanto, la cantidad de partícula de gran tamaño es del 100 % no tiene ningún fino.

Lo anterior indica que el coeficiente de partición para el material – 2 mm en el producto de gran tamaño es de cero y el coeficiente de partición para el material + 2 mm en el producto es del 1. La curva de rendimiento tendrá una la línea continua en la Figura 3.11-58.

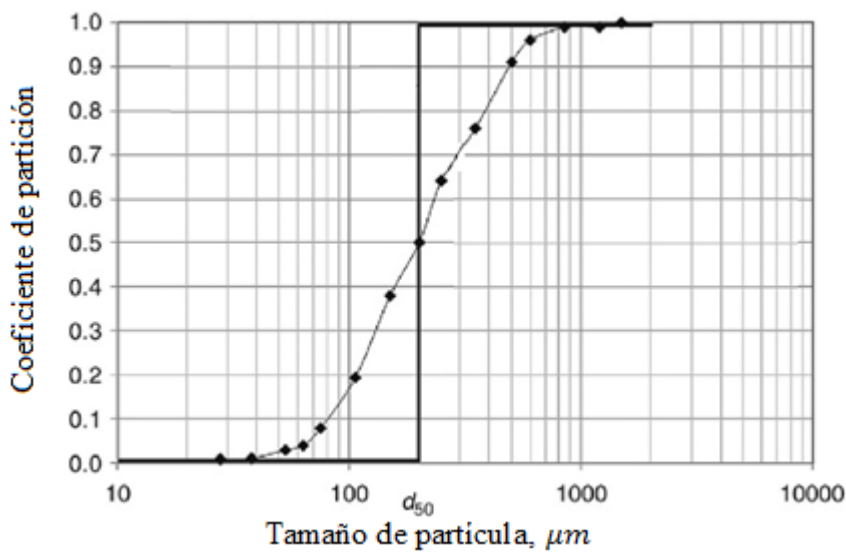


Figura 3. 11- 58 Curva de rendimiento ideal. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

La curva representa un cambio drástico, pero se conserva el punto de corte. Un criterio para medir la eficiencia entre diferentes cribas es comparando sus curvas Tromp realizando diferentes alimentaciones para ver su efectividad en la separación de los tamaños. La forma más conveniente para demostrarlo entre diferentes equipos de separación es la desviación del comportamiento ideal.

Subba (2016) indica que una forma de cuantificar la desviación de la separación perfecta es determinar el área entre la curva de rendimiento y la curva ideal, siempre que los valores del coeficiente de partición oscilen entre 0 y 100. Si se trazan varias curvas de rendimiento en los mismos ejes está área proporciona un medio para comparar la eficiencia de la separación, Figura 3.11-59.

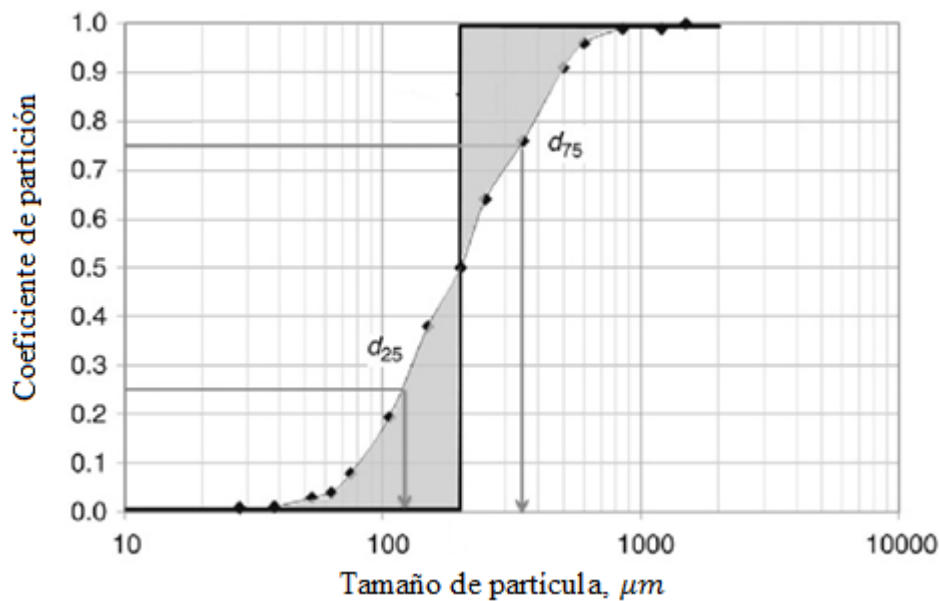


Figura 3. 11- 59 Desviación de separación. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Otro método es caracterizar la curva de rendimiento determinando el 50 % de la diferencia entre el tamaño de separación a un coeficiente de partición de 0.75 y 0.25. Se conoce como probabilidad Ecart o error probable, está dado por:

$$E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2} \quad (3.11.110)$$

Gupta y Yan (2016) indican que si la curva de rendimiento es una línea recta entre los puntos  $d_{75}$  y  $d_{25}$ , entonces el error probable es una medida de la pendiente de esta curva a través del  $d_{50}$ , es proporcional al recíproco de la pendiente Se calcula a partir de la expresión:

$$\frac{\Delta Y}{\Delta X} = \frac{0.75 - 0.25}{d_{75} - d_{25}} \quad (3.11.111)$$

De tal manera el error probable está dado por:

$$E_p = \frac{1}{(4) \left( \frac{\Delta Y}{\Delta X} \right)} \quad (3.11.112)$$

A medida que la pendiente de la curva de rendimiento se aproxima a la vertical, el error probable se acerca a cero. Cuando menor es el error probable mayor eficiencia en la separación se obtendrá.

### Curva de participación en la clasificación.

La curva de partición puede relacionar el peso de cada tamaño de partícula en los datos proporcionados por el muestreo en la alimentación, descarga o derrame. El punto de corte o tamaño de separación se define como el tamaño para el cual el 50 % de las partículas en la alimentación tienen la misma probabilidad de formar parte del flujo de derrame o el flujo de descarga, este punto es comúnmente llamado " $d_{50}$ " (Wills y Finch, 2016).

En la construcción de una curva de partición para un hidrociclón se observa que el valor de partición no se acerca a cero a medida que se reduce el tamaño de partícula, este se acerca a un valor constante. Los sólidos de todos los tamaños son arrastrados en el flujo del producto grueso, evitando una clasificación que tenga una proporción directa al porcentaje de agua de la alimentación que se recupera en la descarga, es por eso que se necesita hacer una corrección a la curva de partición contemplando este fenómeno.

Si se alimentan 16 t/h de partículas con cierto tamaño, según se reporta que en la descarga se tiene un flujo de 12 t/h entonces el porcentaje de este tamaño representa en una curva de partición el 75 % donde solo 8 t/h se descargan debido al proceso de clasificación. Esto indica que el 25 % restante es agua que se recupera en la descarga representando un flujo de 4 t/h. La recuperación corregida del hidrociclón es:

$$100 \times \frac{12 - 4}{16 - 4} = 67 \%$$

Por lo tanto, Wills y Finch (2016) indican que la curva de partición puede corregirse mediante la expresión:

$$C = \frac{S - \frac{R_w}{u}}{1 - \frac{R_w}{u}} \quad (3.11.113)$$

Donde C es la fracción del peso corregida de un tamaño de partícula que forma parte de la descarga, S es la fracción de masa de un tamaño de partícula que reporta la descarga y  $\frac{R_w}{u}$  es la fracción de agua que se recupera en la descarga. En la literatura de los fabricantes el punto de corte se denomina  $d_{50}$  y cuando se obtiene de la curva corregida este se denomina  $d_{50C}$ .

### Ejemplo 3.11.13

En un circuito de molienda se realizó una campaña de muestreo en la descarga, derrame y alimentación del hidrociclón y se realizó un análisis del tamaño de partícula donde se obtuvo el porcentaje de peso retenido. Se pide al ingeniero determinar el porcentaje de sólidos en la descarga y en el derrame del hidrociclón, además de la carga circulante, la curva de partición real y la curva de partición corregida (considerando una recuperación de agua de 32.2 % en la descarga).

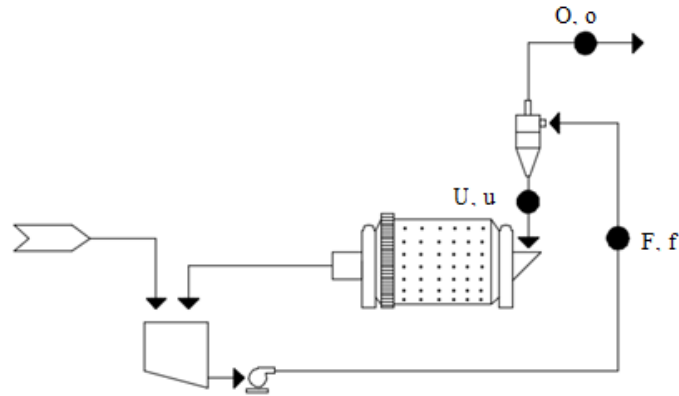


Figura Ejemplo 3.11.13 - 1 Campaña de muestreo de un circuito de molienda.

Tabla Ejemplo 3.11.13 - 1

Datos de la campaña de muestreo del hidrociclón.

Datos del hidrociclón			
Tamaño, $\mu\text{m}$	% de peso retenido		
	F	O	U
+ 592	7.69	0.01	12.84
- 592 + 419	4.69	0.34	7.18
- 419 + 296	6.68	0.7	9.96
- 296 + 209	7.03	2.61	9.32
- 209 + 148	11.29	7.63	13.6
- 148 + 105	13.62	13.55	14.91
- 105 + 74	11.39	11.52	10.42
- 74 + 53	9.81	15	7.19
- 53 + 37	5.65	9.37	3.32
- 37	22.15	39.27	11.26
Total	100	100	100

**Solución.**

- En primer lugar, se debe de establecer los dos balances para conocer la cantidad de sólidos:

$$\text{Sólidos: } F = O + U$$

$$\text{Tamaño de partícula: } Ff = Oo + Uu$$

Donde F, O, U se refieren al flujo de sólidos en la alimentación, desbordamiento y descarga del hidrociclón, y f, o, u se refiere al porcentaje en peso retenido en cada tamaño. Debido a que se requiere que los sólidos sean divididos en la descarga se tienen:

$$U/F$$

Por lo tanto, se tiene en el balance de sólidos:

$$O = F - U$$

Esta igualdad se puede sustituir en el balance del tamaño de la partícula, sustituyendo y reorganizando los términos se tiene:

$$\frac{U}{F} = \frac{(f - o)}{(u - o)}$$

De esta forma se plantea una solución a partir de un balance básico, por lo tanto, se obtiene la Tabla 3.11.13-2.

**Tabla Ejemplo 3.11.13 - 2**

Construcción de la curva de partición del muestreo del hidrociclón.

Datos del hidrociclón						
Tamaño, $\mu\text{m}$	% de peso retenido			f - o	u - o	(f - o)/(u-o)
	F	O	U			
+ 592	7.69	0.01	12.84	7.68	12.83	0.599
- 592 + 419	4.69	0.34	7.18	4.35	6.84	0.636
- 419 + 296	6.68	0.70	9.96	5.98	9.26	0.646
- 296 + 209	7.03	2.61	9.32	4.42	6.71	0.659
- 209 + 148	11.29	7.63	13.60	3.66	5.97	0.613
- 148 + 105	13.62	13.55	14.91	0.07	1.36	0.051
- 105 + 74	11.39	11.52	10.42	-0.13	-1.10	0.118
- 74 + 53	9.81	15.00	7.19	-5.19	-7.81	0.665
- 53 + 37	5.65	9.37	3.32	-3.72	-6.05	0.615
- 37	22.15	39.27	11.26	-17.12	-28.01	0.611
Total	100	100	100			

Despejando se tiene la siguiente expresión:

$$(f - o) = \frac{U}{F} (u - o)$$



Esta ecuación tiene la forma de una ecuación línea, donde la pendiente está dada por U/F. En la Figura Ejemplo 3.11.13 -2 resultante incluyendo su regresión lineal.

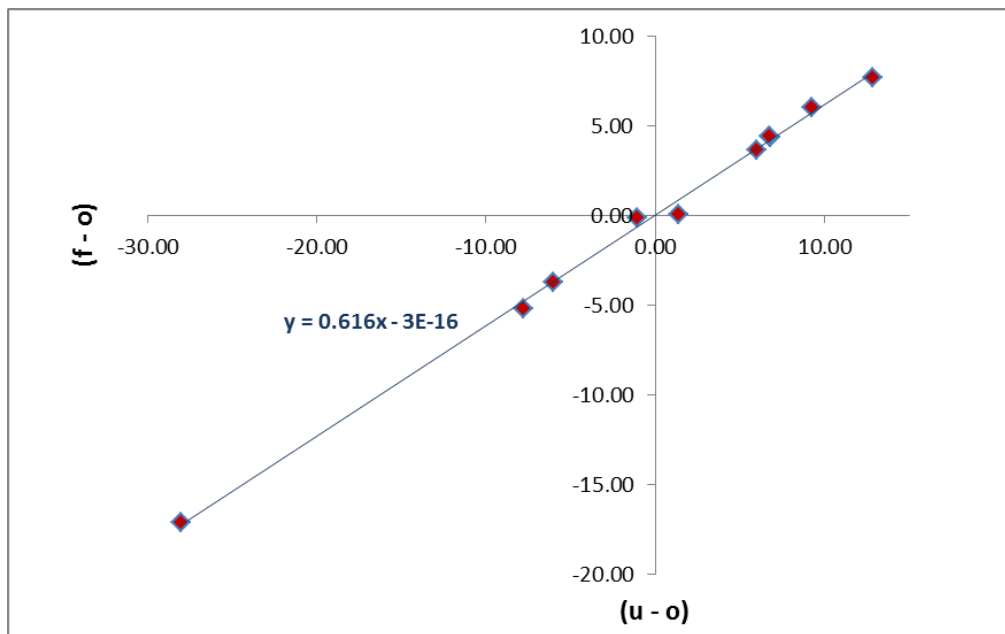


Figura Ejemplo 3.11.13 - 2 Datos del muestreo y regresión lineal.

A partir de este gráfico se tiene que la relación entre los sólidos de la descarga y la alimentación es:

$$\frac{U}{F} = 0.616$$

Para estimar la carga circulante se debe de tomar en cuenta el caudal que es devuelto al molino (U) dividido por la velocidad de alimentación fresca al circuito (N), como el circuito mostrada en la Figura 3.11-19. Se tiene que  $N = 0$ , por lo tanto, la carga circulante está dada por:

$$CL = \frac{U}{O}$$

A partir de la relación de sólidos y el balance de sólidos:

$$\frac{U}{F} = 0.616$$

$$F = O + U$$

Considerando que en la alimentación de tiene el 100 % de sólidos se obtiene:

$$U = 61.6 \text{ y } O = 38.4$$

Por lo tanto, la carga circulante es:

$$\frac{U}{O} = \frac{61.6}{38.4} = 1.60$$

Se puede concluir que la carga circulante es de 160 %

Para el trazo de la curva de partición se debe de calcular el coeficiente de partición el cual se puede relacionar con la relación entre el porcentaje de sólidos entre la descarga y la alimentación:

$$\text{Coeficiente de partición } (S) = 0.619 \left( \frac{u}{f} \right)$$

El tamaño medio está dado por la media geométrica es decir en el rango de - 592 + 419 la clase está dada por:

$$M = (592 \times 419)^{0.5} = 498 \mu m$$

Para el cálculo de los valores corregidos "C" está dado por:

$$C = \frac{S - 0.32}{1 - 0.32}$$

Con estos datos se conforma la Tabla Ejemplo 3.11.13 - 3 Donde se puede observar que el punto de partición en la curva de partición real es de 90  $\mu m$  y en la curva de partición corregida es de 120  $\mu m$ . En la operación se debe de evaluar la eficiencia con un punto de partición de 120  $\mu m$  y evaluar si el tamaño de partícula es eficiente para el proceso posterior.

**Tabla Ejemplo 3.11.13 - 3**

Punto de partición y punto de partición corregida.

Datos del hidrociclón						
Tamaño, $\mu m$	$f$	$o$	$u$	S	C	Tamaño medio
+ 592	7.69	0.01	12.84	98.90	98.30	
- 592 + 419	4.69	0.34	7.18	95.70	93.60	498.000
- 419 + 296	6.68	0.70	9.96	94.60	92.10	352.000
- 296 + 209	7.03	2.61	9.32	84.80	77.60	249.000
- 209 + 148	11.29	7.63	13.60	74.30	62.20	176.000
- 148 + 105	13.62	13.55	14.91	63.90	46.90	125.000
- 105 + 74	11.39	11.52	10.42	59.80	40.90	88.000
- 74 + 53	9.81	15.00	7.19	42.90	16.00	63.000
- 53 + 37	5.65	9.37	3.32	36.20	6.20	44.000
- 37	22.15	39.27	11.26	30.50	-2.20	
Total	100	100	100			

La curva de partición se construye graficando el valor de "S" y los valores medios de partícula y la curva de partición se contruye con los valores de "C", ver Figura 3.11-60.

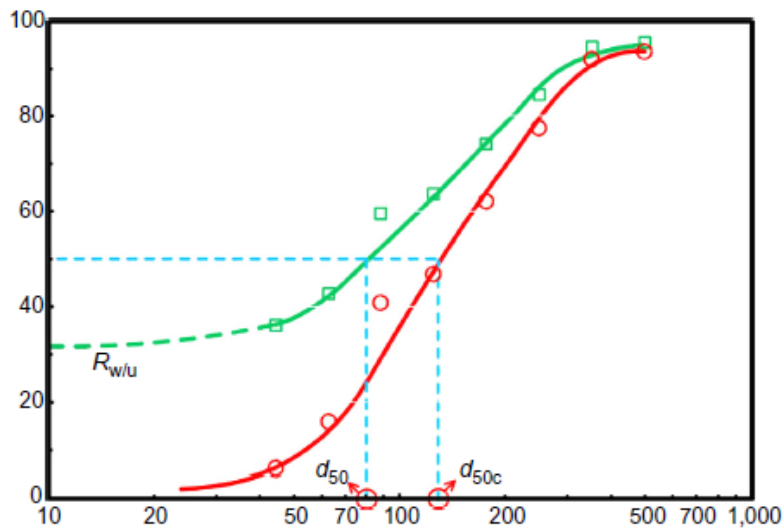


Figura 3.11- 60 Curva Tromp y curva corregida ejercicio 3.11-13. Tomada de Wills y Finch (2016).

**Medidas de eficiencia.**

Otro término utilizado para interpretar la curva de rendimiento es la imperfección del proceso. Este término se introdujo se creía que las curvas de rendimiento para separaciones por los métodos de concentración gravimétrica, eran independientes de la densidad. Pero con el tiempo se hizo evidente que la curva tendía a inclinarse a medida que disminuía la densidad de la partícula. Esto indica que a bajas densidades, la separación es más eficiente que cuando se tiene una mayor densidad. Fue hasta entonces que la organización francesa CERCHAR dio a conocer la relación entre la eficiencia de la separación y la densidad. Como consecuencia se desarrolló una expresión que definía este fenómeno denominado imperfección del proceso:

$$E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2} \tag{3.11.114}$$

Por lo tanto:

$$I = \frac{E_p}{d_{50}} = \frac{d_{75} - d_{25}}{2d_{50}} \tag{3.11.115}$$

Cuando se tiene una separación eficiente el valor de la relación de imperfección es baja. Los valores típicos para hidrociclones se encuentra en un rango de  $0.25 \leq I \leq 0.6$ , para cribas de vibración se tienen valores típicos  $0.12 \leq I \leq 0.2$ .

Por lo tanto valores bajos de  $E_p$  implican separaciones nítidas por lo tanto:

$$E_p = (I)(d_{50}) \tag{3.11.116}$$

Bajo esta circunstancia otro parámetro que ayuda a definir la eficiencia de la separación es el índice de nitidez, que se define como:

$$SI = \frac{d_{25}}{d_{75}} \quad (3.11.117)$$

Valores altos del índice de nitidez se acerca a la separación perfecta es decir  $SI = 1$ . Los valores típicos para los hidrociclones está en el rango de  $0.3 \leq I \leq 0.6$ , para cribas vibratorias se tienen valores de  $0.6 \leq I \leq 0.8$ .

Considerando los siguientes valores para una criba vibratorias:

$$d_{50} = 3000 \mu m; d_{75} = 7000 \mu m; d_{25} = 1,200 \mu m$$

$$E_p = \frac{d_{75} - d_{25}}{2} = \frac{7000 - 1200}{2} = 2,900$$

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2d_{50}} = \frac{7000 - 1200}{2(3000)} = 0.97$$

$$SI = \frac{d_{25}}{d_{75}} = \frac{1200}{7000} = 0.17$$

Esto indica que las partículas que tiene una mayor probabilidad de pasa a través del ancho de la abertura son las de  $2,900 \mu m$  tomando como referencia que el ancho de la criba es  $d_{50} = 3,000 \mu m$ , lo cual cumple con lo descrito por Stavenger (1985) que el tamaño de la partícula ocupa el 96 % del ancho de la abertura permitiendo su acceso. El valor de la imperfección permite ver que la curva de rendimiento está lejos de acercarse a la vertical conforme el valor de "I" se acerque a cero el rendimiento es mayor. El índice de nitidez nos habla de una operación de cribado donde la eficiencia está por debajo del 20 %.

En este problema sería una opción modificar el ancho de la abertura o el ancho de la criba para permitir el paso de una mayor cantidad de material, bajo las condiciones establecidas del proceso de cribado es deficiente.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. En una planta piloto se realiza el muestro del material gruesos y fino de una criba vibratoria. Los análisis de tamaño de la alimentación, el overflow y underflow se muestran en la siguiente tabla.

Tamaño , mm	% de peso retenido		
	Alimentación	O/F	U/F
+ 50.8	6.30	7.40	0.00
- 50.8 + 25.4	10.10	15.40	0.00
- 25.4 + 20.0	20.60	27.50	0.60
- 20.0 + 12.7	20.30	28.30	5.80
- 12.7 + 6.35	24.20	17.50	37.80
- 6.35 + 4.72	4.60	1.00	13.90
- 4.72	13.90	2.90	41.90
Total	100.00	100.00	100.00

Si la cantidad del material en el overflow es el 70.9 % de la alimentación, se pide al ingeniero trazar la curva de partición, determinar la probabilidad de Ecart, la imperfección y el índice de nitidez para conocer si el desempeño de la criba fue el óptimo.

**Solución:  $d_{50} = 9.2 \text{ mm}$ ,  $E_p = 2.5$ ,  $I = 0.27$  y  $SI = 0.58$**

2. La clasificación de una pulpa de bauxita, se planea utilizar un clasificador de espiral para una alimentación de 1,100 tpd. El ancho del clasificador es de 1.3 m, la longitud de transporte es de 2.10 m y el diámetro del espiral es de 1.2 m. Estimar la capacidad del derrame, si el espiral opera a una velocidad de 5 rev/min y la densidad aparente de los sólidos es de 200 kg/m<sup>3</sup>.

**Solución: 4.3 t/h/rpm**

3. En una criba vibratoria se alimenta mineral de hierro y se obtuvieron los siguientes datos sobre el flujo de alimentación, las partículas de gran tamaño y partículas de menor tamaño, las cuales se muestran en la siguiente tabla. Es importante considerar que el material de gran tamaño representa el 62.5 % del caudal másico de la alimentación.

Dibuje la curva de Tromp, además determine el tamaño de separación, el error probable y la imperfección.

Tamaño, $\mu\text{m}$	Tamaño medio, $\mu\text{m}$	% de material retenido	
		O/F	U/F
16,000.00	17,889.00	37.50	0.50
8,000.00	11,314.00	32.00	1.00
4,000.00	5,657.00	13.00	10.60
2,000.00	2,828.00	7.40	12.10
1,000.00	1,414.00	3.60	15.00
500.00	707.00	2.50	18.00
250.00	354.00	2.00	20.00
125.00	177.00	1.50	19.80
-125.00		0.50	3.00
Total		100.00	100.00

**Solución:  $2,800 \mu\text{m}$ ,  $E_p = 2700$  y  $I = 0.96$**

4. La descarga de un molino de barras se dirige aun clasificador de espiral simple. La alimentación del clasificador tiene la siguiente distribución:

Tamaño de partícula en micras	% Peso de la alimentación
+ 710	2.6
- 710+ 425	8.9
-425 + 250	22.1
-250 + 125	10.8
-125 + 75	7.9
- 75	47.7
<b>Total</b>	<b>100</b>

Si el clasificador debe separar la alimentación a  $- 250 \mu m$ , estime el área del tanque y la velocidad de sedimentación si se tiene una capacidad de 100 t/h.

Datos.

- Densidad sólido  $2,740 \text{ kg/m}^3$
- Densidad del líquido  $1,100 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad del líquido =  $0.001 \text{ Pa.s}$
- Alimentación del clasificador contiene 40 % de sólidos en peso
- Derrame tiene 35.1 % de sólidos en peso
- Velocidad del espiral es de 5 rpm

**Solución:  $0.24 \text{ [m/s]}$ ,  $0.308 \text{ m}^2$**

5. Los muestreadores de los flujos de entrada y salida de un hidrociclón en funcionamientos tomados en línea. Las muestras fueron analizadas. Las distribuciones de tamaño del underflow y overflow se muestran en la siguiente tabla.

Tamaño, $\mu m$	Underflow	Overflow
+425	2.00	0.00
-425 +300	6.30	0.00
-300 +212	12.90	0.30
-212 +150	21.20	1.80
-150 +106	28.00	15.20
-106 +75	10.00	16.20
-75 +53	5.00	38.40
-53	14.60	18.10

Traza la curva de partición y evalúe el rendimiento del hidrociclón.

**Solución:  $I= 0.20 \mu m$  ,  $SI= 0.66$**

6. Un hidrociclón función en circuito cerrado con un molino de bolas. Las distribuciones de tamaño de la alimentación, descarga y el derrame del hidrociclón se muestran en la siguiente tabla.

Tamaño, $\mu m$	Alimentación	Underflow	Overflow
+500	9.6	14.7	0
-500 +300	14.2	21.8	0
-300+250	18.4	25	5.9
-250+180	7.9	7.4	9
-180+130	8.2	6.3	11.7
-130+90	7	4.8	11.2
-90+63	4.6	2.9	7.9
-63	30.1	17.1	54.3

Si el 70 % de la alimentación se descarga, trace la curva de partición para el hidrociclón y determine el  $d_{50}$ .

**Solución:  $d_{50} = 110$  micrones**

## REFERENCIAS

- Burroughs C. (1991). *Materials Beneficiation* (p. 92). Springer- Verlag.
- Dunne R. (2019). *Mechanical Classifiers*. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 625 - 628). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Fitch B. y Roberts J. (1985). *Predicting Size Distribution in Classifier Products*. Trans. AIME, Vol. 205.
- Flintoff B. (2019). *Partition Curves*. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 639 - 648). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Gupta A. y Yan D. (2016). *Mineral Processing Design and Operations* (pp. 377 - 382). 2a ed. Elsevier B.V.
- Hitzrot H. y Meisel G. (1985) *Mechanical Classifiers*. En Weiss N. (Ed.). *Mineral Processing Handbook* (pp. 3D -46 – 3D -51). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Kelly E. y Spottiswood J. (1990). *Introducción al Procesamiento de Minerales* (p. 227). Editorial Limusa.
- Lange T. y Venter P. (1987). *The Use of Simulation Tromp Partition Curves in Developing the Flowsheet of Plant Extensions at Grootegeluk Coal Mine*. SAIMM.
- Stavenger P. (1985). *Sieve – Bend Screens*. En Weiss N. (Ed.). *Mineral Processing Handbook* (pp. 3E -19 – 3E -25). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Subba D.(2016), *Minerals and Coal Process Calculations* (pp .68 -74). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Wills B. y Finch J. (2016) *Mineral Processing Technology* (pp. 183-184, 205 – 207). 8a ed. Elsevier B.V.

En el [Material Digital : Carpeta 2 - Subcarpeta 2.11](#) se encuentran artículos complementarios para comprender la selección de clasificadores, predecir el tamaño del producto de un clasificador mecánico y su comparación con hidrociclones ([Material 12](#), [Material 13](#), [Material 14](#) y [Material 15](#)).

### 3.12 CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

Los circuitos de trituración y molienda se seleccionan en función de su eficiencia e idoneidad para el proceso, es fundamental que el circuito seleccionado sea capaz de reducir el tamaño del mineral proveniente de mina a una granulometría adecuada para el proceso de concentración o extracción de acuerdo a las pruebas metalúrgicas. Las características del mineral que se alimenta y requisitos del proceso son determinantes para el diseño de un circuito (Motz, 1982).

Lane (2016) señala que en la industria del procesamiento de minerales se ha adaptado a las mejoras de los equipos para aumentar su capacidad. Un ejemplo es el aumento en el dimensionamiento de trituradoras giratorias, trituradoras de cono o características de operación de las unidades HPGR. Este aumento en la capacidad de los equipos impacta en la potencia requerida para la operación que va en aumento durante los últimos 25 años. Los molinos AG y SAG desplazaron a las trituradoras convencionales que provocó que los fabricantes de trituradoras se vieran en la necesidad de aumentar la capacidad de sus equipos para satisfacer esta demanda competitiva ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.12 Circuitos de Trituración y Molienda – Material 1](#)).

Algunos ejemplos de los avances en el procesamiento de minerales durante el siglos XX y XXI son el desarrollo y aplicación de hidrociclones, implementación de molinos AG/SAG, aplicación de las unidades HPGR en etapas de pre - molienda, desarrollo de una molienda ultra fina y en los años más reciente el desarrollo de trituradoras de rodillo de excéntrico (ERC). Cada una de estas tecnologías tardó décadas para ser aceptadas para mejorar de manera confiable la eficiencia del proceso. El reto del tratamiento de minerales complejos obliga al comparar las características operativas de cada equipo para lograr un desarrollo eficiente de los circuitos de trituración y molienda. La evolución de los circuitos de trituración y molienda se inclina aún menor consumo de energía, una mayor eficiencia, mejores aspectos de seguridad, un mayor tonelaje en una menor área, automatización y control del proceso para minimizar el impacto ambiental.

La eficiencia se traduce como un menor costo de operación por tonelada, los costos operacionales se dividen en insumos como costos de revestimientos, costos de mano de obra, medios de molienda y energía. Los aumentos de capacidad en los equipos llevan al desarrollo de circuitos simples (menos líneas de proceso paralelas) que son más fáciles y seguras de operar, algunos de los circuitos utilizados actualmente se muestran en la Tablas 3.12.1.

**Tabla 3. 12- 1**  
Principales circuitos de trituración y molienda.

PRINCIPALES CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA			
SS SAG (SS-S)	3C - Molino de Bolas	2C SS SAG	AB
SAB	HPGR - Molino de bolas	2C SABC	AVC
SABC	SS AG (SS -A)	APC	Molino de barras/bolas
SABC con HPGR	SS - AC	SABC - A	2C - Molino de barras
ABC	SS SAC/C (SS - SAC)	SABC - B	HPGR Peb



La automatización y control de procesos han reducido el grado de intervención manual dando lugar a menores requisitos de mano de obra. Las mejores tecnológicas reducen la complejidad de los circuitos; un ejemplo son la molienda AG/SAG permite reducir los costos operativos con la disminución de costos de mantenimiento y una disminución en el consumo de medios de molienda.

Las características del mineral pueden impactar la eficiencia de los equipos, por ejemplo, las unidades HPGR cuando trituran minerales competentes proporcionan un aumento de la potencia requerida, manejo del mineral y mantenimiento. (Ver, [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.12 Circuitos de Trituración y Molienda – Material 2](#)). El requisito primordial de un correcto diseño es la seguridad del personal, seguido de la eficiencia y rentabilidad del proyecto. La mayor eficiencia se logra mediante la simplicidad, costos operativos, insumos y mano de obra reducidos. El diseño de un circuito se logra con apoyo de diseñadores, ingenieros y proveedores.

La mayoría de los procesos de selección consideran la eficiencia energética como un criterio primordial. Sin embargo, la eficiencia energética es solo un determinante de la selección del diagrama y equipos asociados. La eficiencia energética se incorpora a los resultados de un análisis financiero para determinar la viabilidad del circuito para su financiamiento.

### 3.12.1 SELECCIÓN DE CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

Las variaciones en el diseño de plantas de trituración observadas durante los últimos años en diversos proyectos son una fuente valiosa de información y experiencia a partir de la cuales se puede seleccionar la disposición óptima de los equipos para lograr el tamaño deseado.

Las variaciones en las propiedades del mineral, limitaciones de espacio físico, características del yacimiento y recursos financieros hacen a cada circuito de trituración y molienda único. Dado a que los costos de energía han ido en aumento, es importante que el circuito seleccionado logre ahorros significativos mediante la selección de equipos y la configuración del circuito que represente un bajo consumo de energía kW.h por tonelada procesada.

Brodie y Chapman (1982) indican que en una etapa de diseño una planta de 25,000 tpd que opera con dos molinos SAG de 8,000 HP y dos molinos de bolas de 4,000 HP genera una demanda energética de 24 MW considerando una operación de 355 días las 24 horas y una eficiencia de 0.9 demanda una energía anual de 4,323,736 kW.

El desglose de energía para el beneficio de minerales en general es del 73.8 % para las etapas de trituración y molienda, 7.8 % para la flotación y 18.4 % para el manejo y transporte de minerales. De manera general para el consumo de energía de la industria minera es 17.3 % para la operación de mina, 33.8 % para el procesamiento de minera y 48.9 % para procesos de fundición y refinación (Hales et al. ,1982).

La disminución en las leyes combinada con un aumento en los costos operativos obliga a los ingenieros prestar atención en el tamaño del proyecto, capacidad de los equipos y mejoras ofrecidas en el mercado para reducir los costos operativos y mejorar la economía del proyecto. El consumo de energía de trituración y molienda, seguridad y costos de capital juegan un papel importante para el éxito del proyecto (Motz, 1982 y Lane et al., 2016).

La selección del circuito de trituración y molienda es un compromiso entre la economía, eficiencia energética, costos operativos, consumo de acero, disponibilidad de los equipos y otros factores específicos del proyecto como la mineralogía o condiciones climáticas.

La precisión de la selección debe acompañarse de pruebas de laboratorio y plantas piloto, además de estudios de ingeniería y económicos. Es importante considerar que los circuitos de hace 20 o 30 años no siempre producen el mejor rendimiento del capital invertido hoy, factores como la inflación, aumentos de costos de energía impiden que los circuitos de otros años se han utilizados en operaciones actuales. Actualmente, las altas capacidades en los circuitos hacen que predominen los circuitos de molinos autógenos y semiautógenos permitiendo operaciones de alto tonelaje. Equipos de molienda fina, el avance en los reactivos de flotación y desarrollo de procesos hidrometalúrgicos han permitido el procesamiento de minerales complejos.

Rosario et al. (2009) señalan que desde principios del año 1980 hasta el año 2000, el uso de molinos SAG predominó en las operaciones de alto tonelaje, actualmente se han empleado unidades HPGR en una etapa de pre-molienda y equipos de molienda ultra fina en etapas terciarias, sustituyendo a las trituradoras convencionales. Wills y Finch (2016) mencionan que el consumo de energía dependerá de la finura de la molienda y el índice de trabajo del mineral, la aplicación de estas nuevas tecnologías no garantiza un menor consumo de energía. Predecir el rendimiento y el costo operativo con precisión del circuito de trituración y molienda es fundamental para cualquier estudio de factibilidad.

De acuerdo con Rowland (1984) ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.12 Circuitos de Trituración y Molienda – Material 3](#)) los ocho circuitos de trituración y molienda que predominan en las operaciones de alto tonelaje son:

1. Molienda autógena de una sola etapa (SS-A).
2. Molienda semiautógena de una sola etapa (SS-S).
3. Molienda autógena – con guijarros (SS-AC).
4. Molienda autógena – molino de bolas secundario (AB).
5. Molienda semiautógena – molino de bolas secundario (SAB).
6. Trituradora de cono secundaria o terciaria – barras primario- guijarro secundario.
7. Trituradora de cono secundaria o terciaria – barras primario – bolas secundario.
8. Trituradora de cono secundaria o terciaria – molino de bolas de una sola etapa.

Para cualquier proyecto en específico, llevar a cabo un programa de pruebas para todos los circuitos requiere tiempo y dinero. Algunos pasos preliminares para la selección de un circuito son:

1. Conocimiento pleno del tipo de yacimiento, mineralogía, cuantificar las diversas estructuras de minerales y litología para desarrollar una planificación de la operación. A partir del conocimiento de los factores anteriores, se establece un programa de muestro para llevar acabo ensayos de trituración y molienda.

2. Se deben realizar pruebas iniciales de trituración para establecer las características físicas del mineral con el objetivo de conocer el comportamiento del material al someterse a un proceso de trituración y molienda, mediante las siguientes pruebas:

- Capacidad del material para reducir su tamaño en una molienda autógena.
- Capacidad del material para ser tratado con una molienda de guijarros.
- Índice de resistencia al impacto (Prueba de impacto de Bond y ensayo del péndulo).
- Resistencia a la molienda (índices de trabajo en molinos de barras y bolas).
- Pruebas de abrasión y caracterización del mineral.

En el caso de llevar a cabo pruebas en plantas piloto, a menudo se construyen utilizando equipos a menor escala del circuito de trituración y molienda. Por lo tanto, se debe tener precaución al seleccionar los datos de la planta piloto para dimensionar los equipos de la planta industrial. Los datos que se deben recolectar son:

1. Tamaño del molino.
2. Porcentaje de carga volumétrica en el molino ocupada por los medios de molienda.
3. Tipo de circuito (abierto o cerrado) y el tipo de diagrama de flujo utilizado.
4. Se requiere emplear un paso de concentración en el circuito de molienda o dosificación de reactivos.
5. Tamaño y tipo de clasificadores.
6. En hidrociclones: tamaño, capacidad, consumo de energía y caudal de alimentación.
7. Características de la pulpa en la alimentación del molino.
8. Velocidad de alimentación al circuito.
9. Análisis granulométrico y densidad de la pulpa en el circuito.
10. Potencia consumida por cada equipo.
11. Eficiencia del motor y transmisión en cada equipo.
12. Tamaño y tipo de medios de molienda utilizados.
13. Velocidad del molino.
14. Diseño del sistema de revestimientos de cada molino.
15. Velocidad de desgaste de los medios.
16. Velocidad de desgaste de los revestimientos.
17. Porcentaje de carga circulante.

Durante las pruebas de molienda, se debe obtener muestras de la alimentación de cada equipo de modo que el índice de trabajo calculado a partir de los datos de la planta piloto se pueda comparar con los resultados de las pruebas de molienda y trituración con la expresión propuesta por F. C. Bond.

Flavel y Rowland (1981) propone los siguientes puntos para la evaluar diferentes opciones de circuitos de los circuitos de trituración y molienda:

- Características del mineral.
- Capacidad instalada.
- Requisitos del proceso aguas abajo.
- Consumo de energía.
- Costos del capital estimado.
- Costo operativo estimado.
- Disponibilidad de los insumos.
- Espacio disponible para la construcción de la planta.
- Vida operativa del proyecto.
- Análisis económico del proyecto.

Mediante los trabajos de pruebas es posible reducir el número de circuitos que se estudiaran a detalle. Estos circuitos preliminares deben ser estudiados con mayor precisión, el mejor circuito para el mineral es aquel que otorgue el rendimiento del diseño y el tamaño del producto final con las características del mineral proyectadas y se cumpla satisfactoriamente los siguientes factores:

- Consumo de energía.
- Costos de capital.
- Costos operativos.
- Disponibilidad.
- Tiempo necesario para que la planta alcance su capacidad.
- Disponibilidad de los medios de molienda.
- Mano de obra requerida para la operación y mantenimiento.
- Ubicación de la planta.
- Flexibilidad del circuito a cambios de la certeza geológica.
- Cumplimiento con el tamaño del producto deseado.
- Evaluación económica del proyecto.

### 3.12.2 CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA DE ALTO TONELAJE

El diagrama de un circuito es una forma de expresar el proceso de una forma gráfica que permite conocer el tratamiento de mineral a través de la planta. Sus puntos de interés difieren de acuerdo al proceso que se analice, ejemplo si el proceso de interés es la operación de trituración y molienda se presta atención a la secuencia de preparación del mineral por las trituradoras, molinos, cribas, hidrociclones, tolvas, stockpile y sistemas de transporte que otorga un producto para el proceso de concentración.

El diseño de un circuito involucra acoplar diversos equipos para integrar una instalación que de acuerdo a las características del mineral permitirá resultados óptimos de la operación. Los factores que determinan los equipos y la forma del diagrama son las características del mineral, disponibilidad de equipos, factores tecnológicos, costos operativos y capital, espacio disponible para la instalación y demandas para el circuito (tonelaje,  $P_{80}$ , recuperaciones y leyes). No existe algún método estandar para la representación de circuitos, siempre y cuando describan el flujo del mineral a través del circuito de manera sencilla y ordenada.

Rosario et al. (2009) mencionan que desde la década de 1920 hasta 1950, la mayoría de los circuitos de trituración se diseñaban con varias etapas de trituración seguidas de molinos de barras y bolas. Durante la década de 1960, el uso de molinos de barras disminuyó, a medida que se impulsó la aplicación de los molinos de bolas con un mayor diámetro que aceptaban una alimentación gruesa. En la década de 1960 se implementaron los molinos autógenos y más tarde los semiautógenos y a principios de 1970 se diseñaron molinos autógenos y semiautógeno de gran diámetro operando con una molienda secundaria con molinos de bolas siendo una tendencia.

Aunque el consumo de energía fuera más alto que la etapa de trituración terciaria, el área de las instalaciones más pequeñas, el menor número de equipos empleados y reducción de costos de mantenimiento hicieron que la aplicación de molinos SAG resultara rentable, abriendo la oportunidad al diseño de circuitos con un alto tonelaje en operaciones. La aplicación de grandes molinos de tambor aumentó desde la década de 1980 hasta principios de los 2000, la mayoría de los proyectos habían adoptado un circuito con una configuración que incluya un molino AG o SAG.

Actualmente existen dos factores que impulsan a un cambio en la tendencia de circuitos AG/SAG: (1) reducir el consumo de energía impulsada no solo por la economía del proyecto, sino también el interés público por el cambio climático, las emisiones de gases y la huella de carbono y (2) área que demanda la instalación de grandes equipos, haciendo más atractivos a los molinos de molienda fina y ultra fina, además de las unidades HPGR ofreciendo un mayor rendimiento por área de instalación comparada con los circuitos de tres etapas de trituración, algunos proyectos han llegado a implementar unidades HPGR en combinación con trituradoras de cono en lugar de molinos SAG. Los molinos de agitación presentan una mayor eficiencia energética que los molinos de bolas y durante los últimos años ha crecido el interés para aplicar esta tecnología en etapas de molienda primaria (Valery y Jankovic, 2002).

En la práctica, los equipos de trituración y molienda nunca se emplean individualmente, sino que se utilizan en una planta por etapas para la reducción de tamaño que transforma el material proveniente de mina a un producto final para su concentración o extracción del metal.

La selección adecuada de los equipos “etapa por etapa” está determinada por el tamaño de la alimentación, tipo de mineral, tonelaje y tamaño del producto final. Un aspecto clave para lograr una alta eficiencia en los circuitos de trituración y molienda es eliminar el material con el tamaño del producto tan pronto como sea posible. El material que tiene el tamaño del  $P_{80}$  consume energía e interfiere en el procesamiento de los gruesos. Por lo tanto, la separación por tamaño es fundamental empleando cribas, hidrociclones y otros clasificadores forman parte fundamental del diseño (Herbst et al., 2003).

Un circuito de trituración generalmente comienza con una o más etapas de trituración y cribado en seco para lograr un producto final o un producto que alimente al circuito de molienda. Los molinos AG/SAG requieren de partículas gruesas alrededor de 100 mm, el producto de la trituradora primaria se puede alimentar directamente a los molinos AG/SAG un ejemplo es el circuito SABC.

La aplicación de unidades HPGR en circuitos de procesamiento de metales ha aumentado significativamente durante los últimos años. Un HPGR puede tratar minerales con un tamaño de alimentación inferior a 90 mm y producir un producto fino ( $< 4$  mm). Por lo tanto, un HPGR se puede implementar después de una etapa de trituración secundaria o terciaria para producir un producto con un tamaño correcto para alimentar a un molino de bolas o un equipo de molienda fina (Yahyaei et al., 2016).

Rosario et al. (2010) indican que los circuitos de alto tonelaje son los más utilizados en la actualidad, estos circuitos emplean molinos semiautógenos, unidades HPGR o ambos, seguidos de molinos de bolas en diferentes configuraciones. Algunos circuitos de trituración y molienda de alto tonelaje comúnmente utilizados se describen a continuación (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.12 Circuitos de Trituración y Molienda – Material 4).

**Circuitos de molienda SAG.** Desde su aparición en la década de 1970, los molinos SAG han aumentado de tamaño y potencia, dicho desarrollo dio como resultado diferentes configuraciones de circuitos y programas para mejorar la alimentación. Durante el año de 1980, el rendimiento del circuito del molino SAG se mejoró utilizando trituradoras de guijarros (SABC); otro desarrollo reciente es la aplicación de unidades HPGR para tratar el producto triturado de los guijarros, donde los guijarros se reducen a un producto más fino y gruesas con grietas que reduce los requisitos de potencial del molino de bolas. Dependiendo del circuito original, emplear un circuito SABC y agregar una etapa HPGR puede lograr un aumento significativo de la capacidad sin aumentar la demanda de medios de molienda en los molinos de bolas. Este concepto fue utilizado en el proyecto de Peñasquito que comenzó con una línea SAG en el año de 2009 y se agregó una segunda línea SAG a mediados de 2010 y luego se agregó una unidad HPGR, los circuitos utilizados se muestran en la Figura 3.12-1 a 3.12-4.

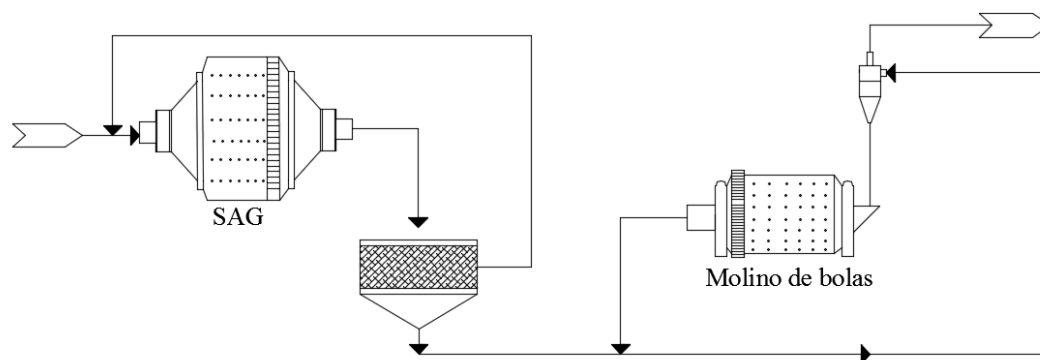


Figura 3. 12- 1 Circuitos SAB. Adaptado de Rosario et al., 2010.

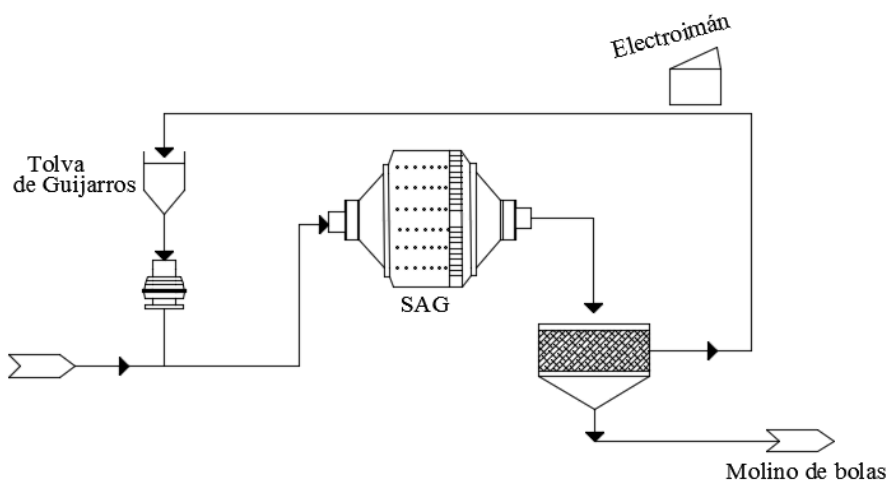


Figura 3. 12- 2 Circuitos SABC. Adaptado de Rosario et al., 2010.

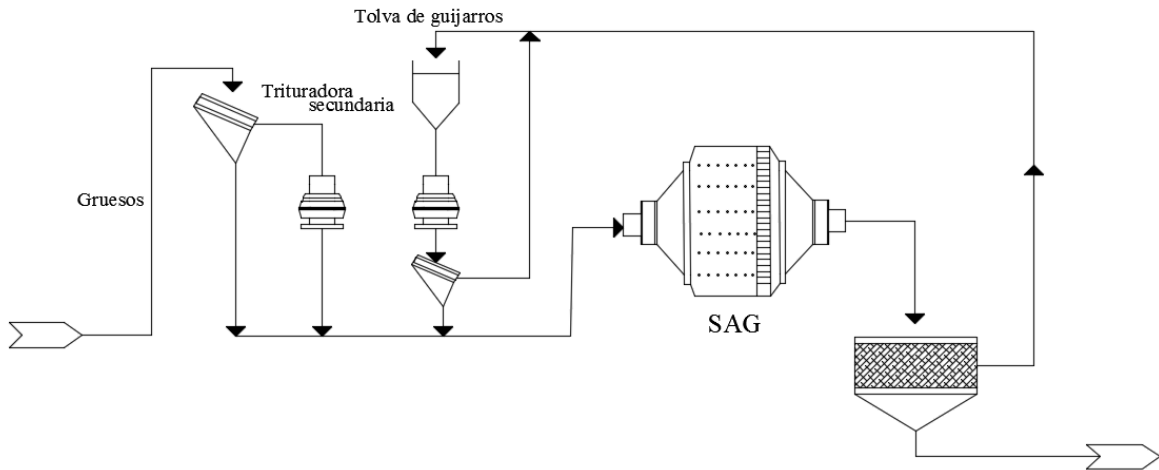


Figura 3. 12- 3 Circuitos SABC con pre-trituración. Adaptado de Rosario et al., 2010.

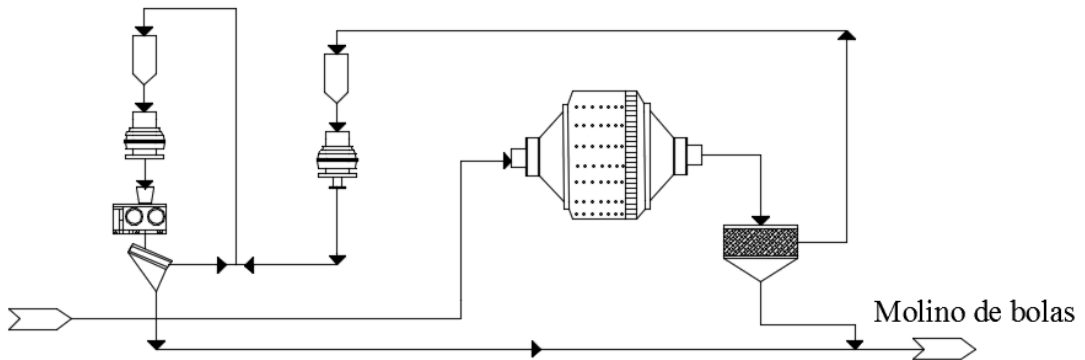


Figura 3. 12- 4 Circuitos SABC con HPGR. Adaptado de Rosario et al., 2010.

**Circuitos HPGR.** La aplicación de las unidades HPGR en circuitos de trituración y molienda ha aumentado. Los principales beneficios que respaldan la tendencia de una mejor eficiencia energética, mayor capacidad de trituración y una mayor recuperación de metales en procesos de lixiviación en pilas y flotación. En los últimos años se han diseñado plantas empleando unidades HPGR que procesan metales básicos y preciosos de alto tonelaje como el caso de Boddington (Figura 3.12-5) y Cerro Verde (Figura 3.12-6).

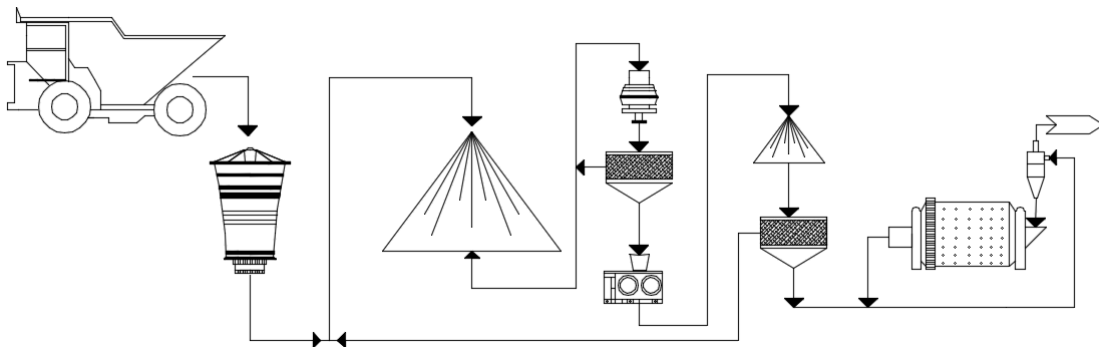
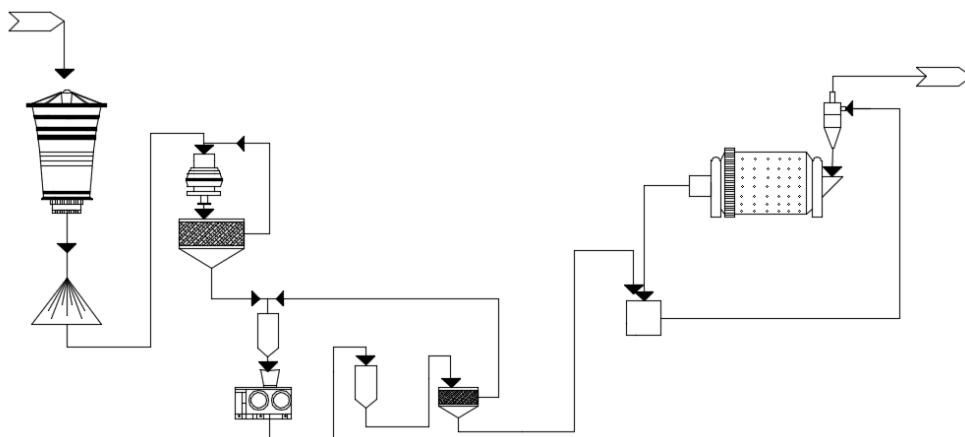
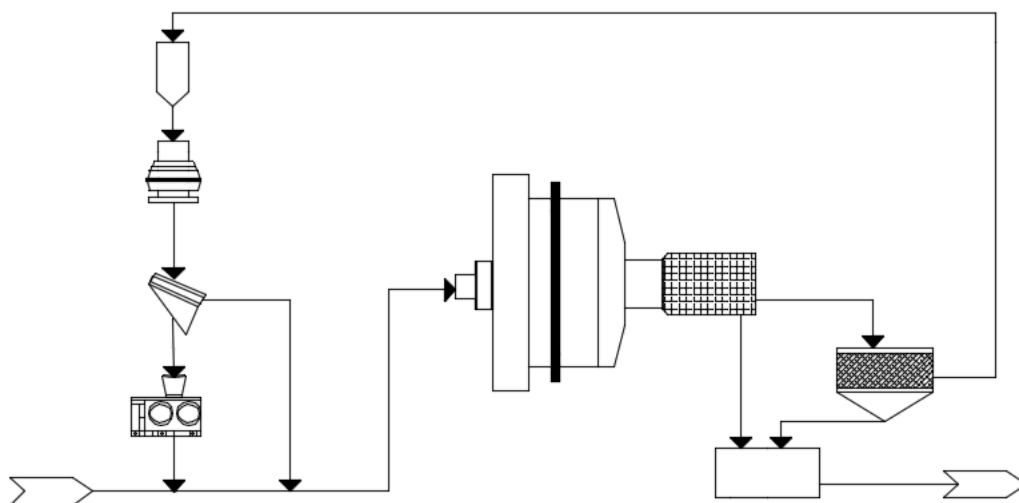


Figura 3. 12- 5 Circuitos de Boddington. Adaptado de Rosario et al., 2010.



**Figura 3. 12- 6** Circuito de Cerro Verde. Adaptado de Rosario et al., 2010.

**Circuitos HPGR – molinos autógenos.** Algunos cuerpos minerales de metales base que contiene una mezcla de mineral y materiales blandos como arcillas, implica un diagrama de flujo para aprovechar posibles ahorros en los costos operativos en un circuito HPGR para materiales abrasivos al mismo tiempo que se mitigan los problemas causados por los materiales arcillosos, uno de los diagramas propuestos se muestra en la Figura 3.12-7.



**Figura 3. 12- 7** Circuito propuesto para minerales con arcilla. Adaptado de Rosario et al., 2010.

**Circuitos de molienda fina.** Se ha demostrado que los molinos de agitación funcionan con mayor eficiencia energética que los molinos de bolas. Una de las razones es que trabajan con medios de molienda más pequeños y proporciona una mejor interacción entre partículas y medios. El Vertimill se ha utilizado en la molienda terciaria y molienda secundaria como en el proyecto de Red Dog.



El IsaMill se ha utilizado satisfactoriamente en la industria del platino como un molino primario que recibe el producto de dos HPGR en serie. Además de su alta eficiencia energética, este diagrama se encuentra libre de medios metálicos al emplear rodillos autógenos en las unidades HPGR y los medios de IsaMill utilizan medios de molienda cerámicos. El aumento en el tamaño de las trituradoras convencionales y unidades HPGR significa menos equipos en la planta y un diseño simple y costos de capital bajos (Rosario et al., 2010).

La creciente demanda de los recursos minerales junto con la disminución de la ley de los cuerpos mineralizados ha llevado a los diseñadores y operadoras de plantas a buscar nuevos enfoques en el diseño de circuitos para el procesamiento de minerales complejos. Un enfoque reciente son los circuitos flexibles que incorpora nuevas tecnologías frente a los nuevos retos en el procesamiento de minerales, como lo puede ser cambios en la mineralogía o proyectos de expansión (Yahyaei et al. ,2016).

Por ejemplo, un circuito SABC estándar pero con una sección equipada con una criba y una unidad HPGR que reduce el tamaño de alimentación del SAG y la trituradoras de cono que incorpora una alimentación más fina al molino. Emplear equipos de trituración de diferentes capacidades también proporciona una flexibilidad para manejar las fluctuaciones en la alimentación.

Los circuitos flexibles permiten equilibrar el trabajo de trituración entre los equipos a medida que las características del proyecto fluctúan. El control de la operación utilizando el concepto de circuitos flexibles proporciona la capacidad de mantener la producción ante cambios en las características del mineral anticipando cada escenario (Yahyaei et al. ,2016).

### 3.12.3 CONSIDERACIONES DE LOS CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

Definir la capacidad de la planta de beneficio impacta en el diseño del circuito que influye en la selección de equipos, desarrollo de la mina, infraestructura necesaria, tamaño del producto deseado y en los procesos aguas abajo. En plantas de grandes tonelajes generalmente se emplean circuitos AG/SAG – molinos de bolas o HPGR - molino de bolas como es el caso del proyecto de Yanacocha, Carlín, Goldstrike, Boddington, Kalgoorlie, Peñasquito y Cadia Valley.

Siempre se ha considerado que la trituración y molienda como dos procesos separados, que deben emplearse secuencialmente. Esta perspectiva proviene de la práctica de que la trituración se logra mediante trituradoras convencionales, seguida de un molino de barras en circuito abierto y un molino de bolas en circuito cerrado. La trituración se considera como una operación en seco y semicontinua mientras que la molienda se realiza en molinos de tambor con un funcionamiento continuo en húmedo o seco y donde se emplean diversos mecanismos de ruptura. Los circuitos modernos rompen con esta clasificación empleando molinos AG/ SAG y unidades HPGR que abarcan un amplio rango de tamaños que se pueden adaptar a diversos procesos. En la Figura 3.12-8 se ilustra el alcance de las etapas de trituración y molienda.

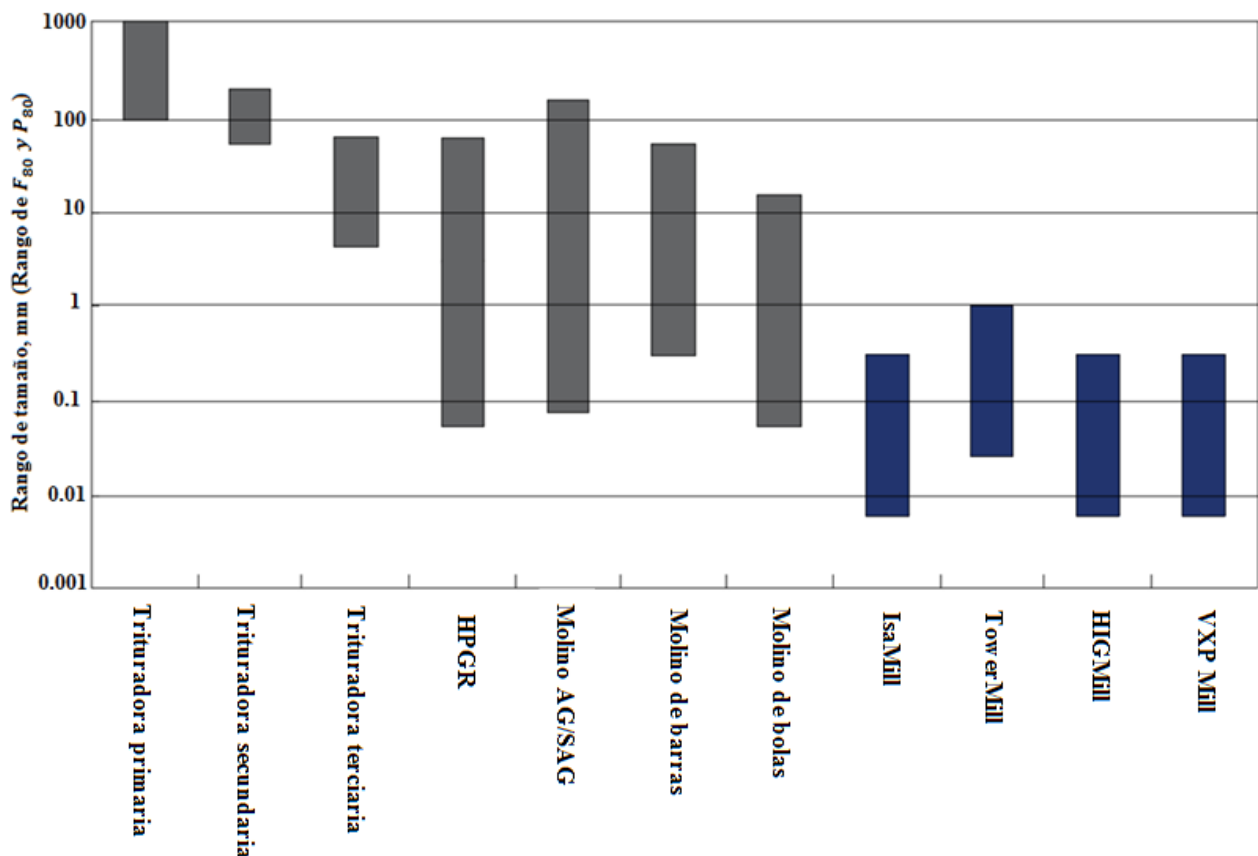


Figura 3. 12 - 8 Rango de aplicación de diferentes equipos de trituración y molienda. Adaptado de Mosher (2016).

Los molinos AG/SAG como los HPGR pueden alcanzar una amplia variedad de tamaño de trituración. Generalmente los molinos AG/SAG se utilizan como una molienda primaria, pero son capaces recibir partículas gruesas y otorgar un producto fino en relación con los circuitos de trituraciones convencionales. Las unidades HPGR se utilizan típicamente como una etapa de trituración; se han empleado en diferentes proyectos como una trituración terciaria, trituración secundaria de guijarros y en etapas de trituración cuaternaria, así como en etapas de molienda fina. Sin embargo, las limitaciones del ángulo de compresión y el desgaste de los rodillos evita que las unidades HPGR se han utilizadas para etapas de trituración primaria al menos que se traten de minerales poco abrasivos.

Los molinos de bolas son utilizados generalmente como unidades de molienda final. Sin embargo, en la búsqueda de una eficiencia alta, las operaciones han empleado equipos de molienda fina como el IsaMill, estos equipos han aumentado sus aplicaciones y se han utilizado en etapas de molienda primaria. Sin embargo, en función del tamaño de estos molinos, su aplicación en proyectos con grandes tonelajes es limitado puesto que se requerirían diversos molinos de agitación en serie, considerando estas características los molinos de tambor de gran tamaño ofrecen una gran simplicidad al circuito y rentabilidad al proyecto. Es importan considerar que no todos los proyectos mineros metalúrgicos cuentan con un financiamiento para implementar molinos de grandes dimensiones o unidades HPGR por lo tanto no queda obsoleto la aplicación de trituradoras de quijada, giratorias, cono, rodillos y de impacto en el diseño de circuitos.

### 3.12.4 OPTIMIZACIÓN DE MINA A PLANTA

El objetivo de la optimización mina a planta es desarrollar e implementar estrategias integrales al proceso de explotación y procesamiento del mineral para minimizar el costo general por tonelada y maximizar los ingresos de los inversionistas.

El proceso de reducción de tamaño del mineral comienza con la operación de mina con el grado de fragmentación del mineral logrado en la voladura por las plantillas de barrenación y explosivo empleado. La fragmentación alcanzada en las voladuras es un factor importante en el rendimiento de los circuitos de trituración y molienda. En consecuencia, el método de explotación seleccionado impacta en el desarrollo del diseño del circuito de trituración y molienda. Es importante analizar y optimizar cada etapa del proceso de toda la operación de los procesos interconectados para evaluar el desempeño de cada una.

Una fragmentación efectiva mejora el rendimiento de las operaciones de trituración y molienda. En diversas minas se ha visto que los beneficios de una mayor fragmentación en la voladura se extienden en un aumento en el rendimiento de la etapa de molienda, una mayor productividad de las palas y camiones de acarreo. Beneficios adicionales son la reducción de los costos de cargado y transporte, un alto rendimiento de las trituradoras primarias. De esta forma los procesos de trituración y molienda, perforación y voladura deben considerarse de manera integral para minimizar los costos asociados en cada etapa. En la Tabla 3.12-2 se muestra un ejemplo del consumo de energía y desglose de los costos de la etapa de trituración y molienda.

**Tabla 3. 12- 2**  
Energía específica de las etapas de reducción de tamaño.

Etapa	Energía específica kWh/t	Costos US\$/t
Barrenación y voladura	0.1 -0.25	0.1 - 0.25
Trituración	0.5 - 8	0.5 -1
Molienda	10 -35	2 -5

Adaptado de Dunne, Kawatra y Young (2019).

Mosher (2016) señala que generalmente las voladuras imparten aproximadamente tres veces la energía unitaria de la trituración primaria. Por lo tanto, el esfuerzo para mejorar la fragmentación en la voladura puede incluir la evaluación de la plantilla de barrenación, características del mineral, tamaño de las voladuras, factor de carga, tipo de explosivo y tiempos de retardo. Llegando a voladuras personalizadas donde el explosivo puede otorgar una presión de 2 – 10 GPa mejorando la fragmentación y ofrecer beneficios en los costos por tonelada procesada.

Se puede lograr una mejora significativa en el rendimiento general de la planta optimizando la fragmentación de la voladura. La fragmentación debe adaptarse de acuerdo al diagrama de flujo del circuito, tipos y tamaños de equipos de trituración y clasificación, potencia instalada y especificaciones del producto. Existen casos en donde los costos adicionales en distribuir la energía en la voladura se compensan en la mejora del rendimiento de la planta de beneficio, recuperación, reducción del consumo de energía en las etapas de posteriores del procesamiento. Por ejemplo, la mina Anglo Gold Ashanti proporciono una fragmentación fina que aumento el rendimiento del proceso de lixiviación al obtener un  $F_{80}$  para la lixiviación de 155 mm a 132 mm que aumento la recuperación de oro aproximadamente un 0.5 %. Otro ejemplo es la operación Gold Fields Cerro Corona donde se aumentó el

rendimiento de la molienda casi un 15 % y se redujo la energía específica del molino SAG un 9% (Valery et al., 2019).

Sin embargo, la generación de finos en las voladuras conduce a pérdidas excesivas de polvos en el transporte y manejo del mineral. De lo contrario la falta de mineral grueso puede limitar la eficiencia de molienda de circuitos autógenos. Es importante un análisis económico entre los procesos de trituración y molienda, y las adecuaciones a la barrenación y voladura para evitar bajos rendimientos. Actualmente se han desarrollado modelos para estimar la fragmentación o movimiento en la voladura como los modelos HSBM, Kuz – Ram, JKMRC Blast, CZM, BRC y KCO.

Se aplican consideraciones adicionales para la molienda en minas subterráneas, el diseño de la cuña produce un material grueso porque la prioridad es el arranque del mineral pocas son las minas subterráneas que han implementado un programa de optimización de mina a planta. La implementación de una trituradoras en el interior mina cambia las características del sistema de transporte y del circuito de molienda. La granulometría del mineral alimentado a planta puede tener un efecto significativo en el rendimiento de los molinos, en particular en los molinos AG/SAG.

Valery et al. (2019) señalan algunas fallas que a menudo se presentan en las operaciones al tratar de optimizar el rendimiento de mina a planta, algunas de las condiciones que se presentaron fueron:

- La estructura y metodología de los ingenieros fueron carentes.
- El factor de cargado se aumentó indiscriminadamente sin una optimización real realizada a través de la voladura para obtener beneficios en los procesos de trituración y molienda.
- Se realizó solo la práctica, pero los resultados no fueron medidos, no existió un seguimiento, no se documentó, provocando que no existirá un respaldo para la gerencia.
- Los costos y rendimiento se midieron de forma aislada en la mina contra planta en lugar de los costos y beneficios generales de la operación.

Para lograr tener éxito, en estos proyectos de “Mine to Mill” se requiere de una metodología estructurada respaldada por auditorías, documentación y un análisis exhaustivo de los datos. Además de un pleno conocimiento del diseño de voladuras, calendario de producción de la mina, total entendimiento de la ruta de beneficio, comprensión de las variables de operación de cada equipo de la planta. Con el objetivo de establecer las metas en cada proceso y realmente optimizar las etapas de reducción de tamaño logrando un beneficio hasta en el proceso de concentración. Las metas y objetivos específicos varían para cada proyecto dependiendo del método de explotación, circuito de procesamiento y condiciones económicas del proyecto. Por ejemplo, cuando el precio de los metales es alto, objetivo principal suele ser aumentar la producción, mientras que en temporadas económicas difíciles, objetivo puede ser reducir costos operativos.

Un enfoque integral de la optimización de mina a planta es reconocer que cada yacimiento y operación minera es diferente, para obtener los mejores resultados es importante integrar y optimizar cada etapa teniendo el contexto de toda la operación. La comprensión del yacimiento y características del mineral permite que el proceso se adapte a las metas comerciales de la operación. Por lo tanto, los beneficios de mina a planta varían según los objetivos particulares de cada operación, algunos pueden ser:

- Maximizar el rendimiento del sistema mina y planta, incluido una mayor eficiencia en el cargado y acarreo.
- Minimización del costo operativo general con impactos mínimos adversos como la generación de polvos, dilución del mineral, golpes de aire, roca en vuelo, daños a la roca encajonante y control en el pateo.
- Rendimiento de proceso en términos de producción y calidad del producto
- Desarrollo de modelos para el rendimiento tomando como base la comprensión del tipo de mineral en la voladura y su procesamiento. Estos modelos pueden incorporarse al modelo de bloques para la planificación de la mina para maximizar los ingresos.
- Reducción en el consumo de energía en las etapas de trituración y molienda.

La granulometría del tamaño directo mina, depende de las características del mineral, tipo de equipos y configuración del circuito, así como de las condiciones de operación. Los requisitos del tamaño de alimentación para cada equipo de trituración primaria, molinos autógenos, molinos SAG son diferentes.

La optimización del circuito de trituración y molienda generalmente tiene una repercusión en el consumo de energía o aumento en la capacidad del circuito. Para lograr estos resultados es fundamental un análisis de los datos operativos de las trituradoras, molinos, cribas, hidrociclones, alimentadores, sistemas de transporte, distribución de agua, densidad de la pulpa y potencia de cada equipo.

La disminución en el consumo de energía es significativa porque es la parte más intensiva en energía en la ruta de beneficio, se estima que más de la mitad del consumo total de energía de la planta se emplea en la disminución de tamaño. Generalmente en los circuitos de trituración y flotación se deben analizar conjuntamente, la recuperación es una función de la distribución de tamaño de partículas en la alimentación a las celdas de flotación. Las mayores recuperaciones se logran en partículas con un tamaño medio, en comparación con partículas ultra finas donde la recuperación es mala debido a su cinética de flotación y en partículas gruesas no se logra una buena recuperación por tener una incorrecta liberación.

### 3.12.5 BALANCE DE MASA EN CIRCUITOS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

Richardson y White (1982) mencionan que los cálculos de balance de masa en los circuitos de trituración y molienda se realizan de forma rutinaria durante el diseño de los circuitos, así como durante la evaluación posterior a la instalación en circuitos operativos ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.12 Circuitos de Trituración y Molienda – Material 5](#)).

Los cálculos de balance de masas en estado estacionario se realizan en el diseño de nuevos circuitos de trituración y molienda. Por estado estacionario queremos decir que la cantidad de masa en la entrada es igual a la masa de salida para cada operación unitaria en el circuito. En un estado estacionario, no hay acumulación de material dentro del sistema, los balances de masa en estado estacionario en circuitos de trituración y molienda se puede realizar para el material total, sólidos, agua, elementos individuales, minerales y fracciones de tamaño. En el diseño los balances son necesarios para proporcionar la información requerida para el dimensionamiento de equipos y tuberías, así como estimar insumos como medios de molienda, energía, reactivos y agua del proceso. Los balances de materiales proporcionan información útil para el diseño del equipo, como el porcentaje de sólidos y densidad de la pulpa.

Para calcularse el balance de masa para un circuito, el circuito primero debe representarse como una red de puntos con los flujos que entran y salen de las diversas operaciones unitarias. Por lo tanto, las operaciones unitarias se convierten en nodos en la red donde los flujos de alimentación forman parte del flujo de productos. Para realizar las conversiones y complementar el balance cada nodo de operación unitaria debe estar representado en el modelo.

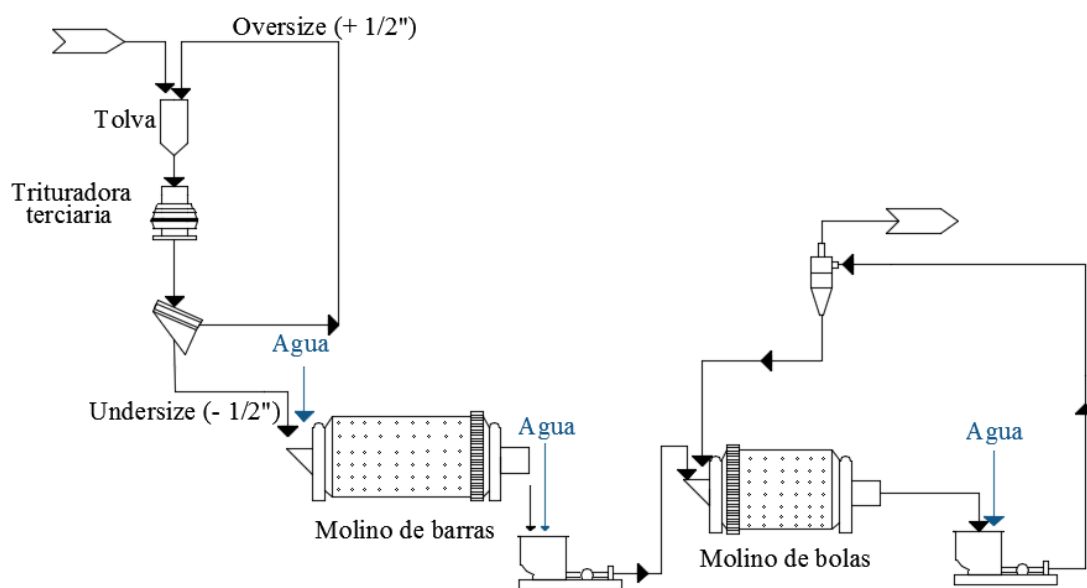
El modelo consta de una serie de ecuaciones algebraicas que describen la transformación del material que se alimenta y el producto, regularmente se emplean ecuaciones algebraicas simples para seguir el flujo de sólidos y flujos total a través de cada operación unitaria. Sin embargo, para la ingeniería de diseño detallado de equipos para un nuevo circuito o para la evaluación de cambios en una operación se requiere de modelos más rigurosos. El factor que lo define es la precisión con la que se quiere presentar la operación de cada unidad. En este trabajo solo se considera un modelo de operaciones unitarias que solo emplean ecuaciones algebraicas simples para el análisis de los circuitos de trituración y molienda.

En un balance de masa en un circuito operativo, los valores del flujo de salida a menudo se conocen y no es necesario su cálculo. El problema surge cuando supuestamente se conocen todos los valores de entrada y salida de una operación, pero los valores medidos no llegan a un equilibrio. Un caso son los hidrociclones en el que se conoce el porcentaje de sólidos de la descarga, el derrame y la alimentación son medibles, pero a menos que las mediciones sean extremadamente precisas no se lograra un equilibrio empleando los valores medidos. Por lo tanto, se debe aplicar técnicas de iteración para conciliar el error de los datos y lograr un equilibrio.

Los cálculos de balances de masa en estado estacionario son fundamentales en los circuitos de trituración y molienda. El modelo del balance de masa es la base para los métodos de modelado y conciliación de los datos para el equilibrio del sistema para lograr un completo entendimiento del proceso. En este capítulo se presenta los principios de este enfoque utilizando un diagrama de un circuito simple que consta una trituradora terciaria, cribas, molino de barras, molino de bolas e hidrociclones.

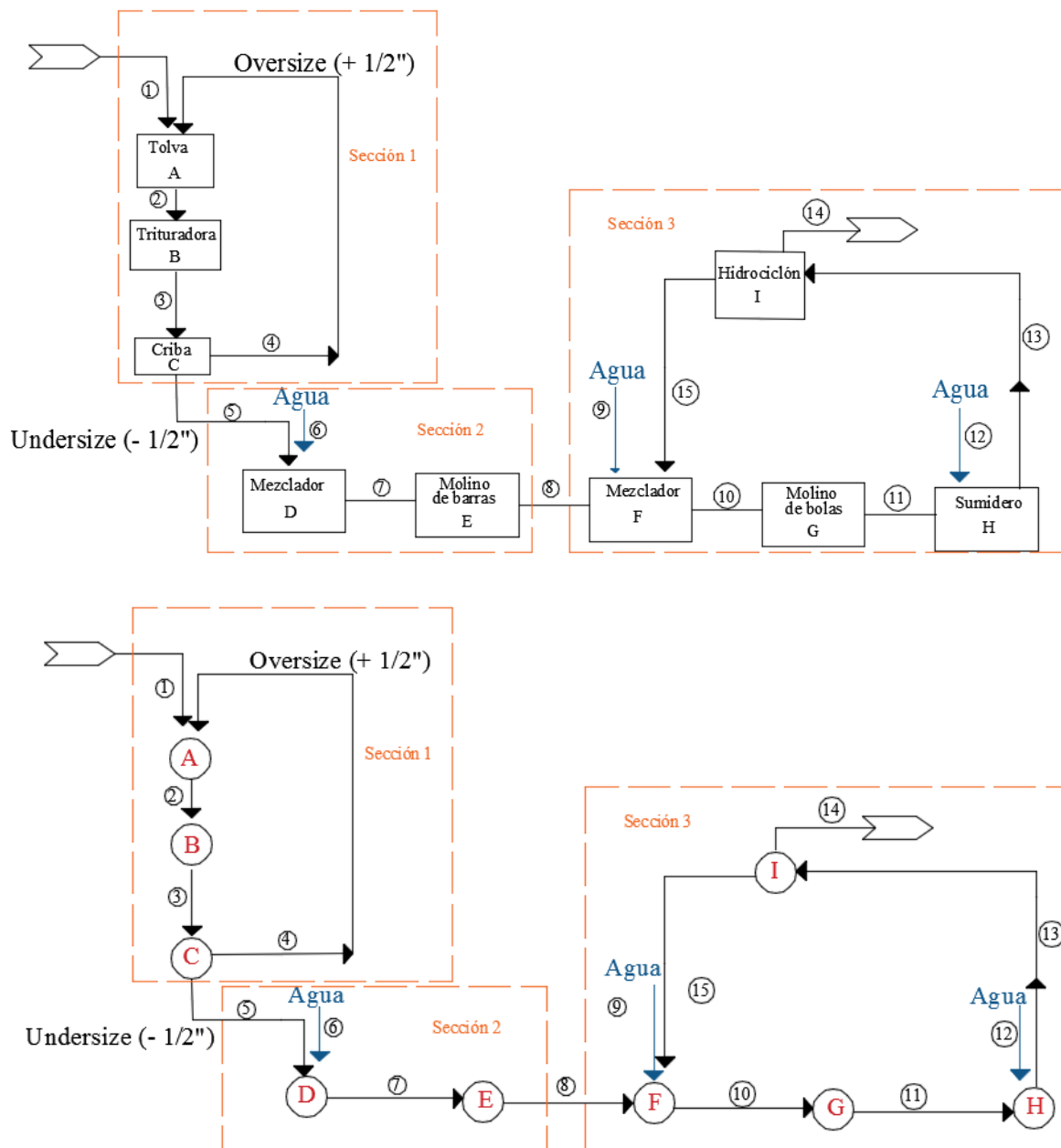
En una primera instancia, se discute el enfoque de la simulación centrándose en el desarrollo de las ecuaciones para el circuito de trituración – criba y las técnicas para llegar a una solución.

El diagrama de flujo del circuito de trituración y molienda que se utiliza para desarrollar los principios de los cálculos de equilibrio en estado estacionario como se muestra en la Figura 3.12-9. Se puede encontrar diagramas de flujo similares en muchas aplicaciones diferentes para el tratamiento de mineral, el equilibrio en el circuito que se busca son los sólidos totales, caudales y granulometría de cada operación. En algunos casos se puede considerar la gravedad específica del mineral y su composición mineralógica. Todos los ejemplos utilizados para aportar las bases para el balance de masa se refieren al circuito de la Figura 3.12-9 o una parte del circuito.



**Figura 3. 12- 9** Circuito de molienda barras/bolas. Adaptado de Richardson y White (1982).

Para lograr una mayor claridad en la discusión del modelo de las operaciones unitarias y técnicas de equilibrio, el diagrama del circuito se reduce a un diagrama de flujo de bloques o ándodos como se muestra en la Figura 3.12-10. Donde se introducen “pseudomezcladores” en los puntos de alimentación del molino de bolas y barras por conveniencia; no representan operaciones físicas.



**Figura 3. 12- 10** Circuito de molienda barras/bolas de bloques y ánodos. Adaptado de Richardson y White (1982).

Cada unidad y secuencia que enumerada simplifica la visualización del circuito y los procesos unitarios. Sea la técnica utilizada para configurar y enumerar el diagrama de flujo de bloques, debe simplificar el análisis al ingeniero para comenzar el balance de masa. Para obtener mejores resultados, se recomienda numerar los equipos y las corrientes de forma consecutiva desde el flujo de alimentación hasta el producto. Los flujos que se reciclan deben enumerarse cuando se encuentra la salida de una operación unitaria. Cuando se trabaja con circuitos complejos una gran herramienta es dividir el diagrama por secciones por ejemplo trituración primaria, circuito de molienda, circuito en serie, trituración, circuito trituradora – clasificador etc. La justificación de este procedimiento se explica durante la consideración del enfoque para el cálculo del equilibrio.



Es este problema ejemplo, se desea obtener el equilibrio de los flujos de sólidos, agua y fracción de tamaño. Los valores de alimentación son conocidos y se muestra en la Tabla 3.12-3. Hay que tener en cuenta que los sólidos totales están en toneladas métricas por hora, el agua en litros por minuto y las fracciones de tamaño se expresan como un porcentaje de sólidos en peso.

**Tabla 3. 12- 3**  
Balance de masa problema ejemplo

Flujo No.	Descripción	Solidos	Agua	% solidos	Distribución de tamaños, % de peso retenido					
					+2"	+1.5"	+1/2"	+ 4#	+10 #	-10#
1	Alimentación	1000	749	95.7	16.0	24.0	42.0	8.0	8.0	2.0
6	Molino de barras	-	6393	-	-	-	-	-	-	-
9	Molino de bolas	-	5734	-	-	-	-	-	-	-
12	Bomba del molino de bolas	-	10132	-	-	-	-	-	-	-

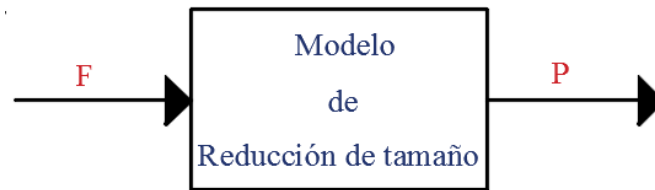
Adaptado de Richardson y White (1982).

**Modelo de unidad.** Se tiene nueve operaciones unitarias en el diagrama ejemplo. De las nueve unidades las operaciones de la Figura 3.12.10, siete representan equipos físicos reales esto se debe a que dos dispositivos de alimentación son etiquetados como mezcladores.

**Mezcladores.** Estas dos operaciones etiquetadas como D y F, mezclan cada una de las corrientes para producir un flujo total para la operación de molienda. No representan un equipo existente que no sean los alimentadores de los molinos de barras o bolas. Se supone que la mezcla es perfecta es un producto mezclado completamente homogéneo. Este modelo de mezcladores es necesario porque los modelos de trituración generalmente están diseñados para calcular los flujos de salida y la distribución del tamaño de un solo flujo. La elección de colocar estos mezcladores es porque pueden recibir múltiples flujos, depende totalmente del ingeniero que realiza el balance considerar la colocación de mezcladores para realizar el balance.

**Modelos de trituración y molienda.** Los modelos de las trituradoras, molinos de barras y molinos de bolas utilizados en el problema ejemplo son estacionarios. La información proporcionada no cuenta con algún dato operativo físico y no contiene ninguna referencia de las características físicas del mineral, como el índice de trabajo. El modelo fue seleccionado para simular la reducción de las partículas y distribución de tamaño, si se calcula solo un balance de la pulpa y agua para obtener las primeras estimaciones del sistema de bombeo, entonces el modelo es simple. Si las distribuciones de tamaño son precisas en cada operación unitaria se puede realizar un diseño detallado, entonces se debe desarrollar modelos que implican referencias de las características físicas medidas o esperadas en la alimentación, permitiendo conocer la eficiencia de cada equipo con expresiones empíricas o curvas de partición. Si es necesario determinar la distribución de las leyes, entonces el modelo es más complejo si durante el proceso se lleva a cabo alguna concentración gravimétrica, magnética, electrostática o flotación de minerales.

El modelo utilizado puede entenderse con el siguiente diagrama, ver Figura 3.12-11:



**Figura 3. 12- 11.** Modelo de trituración y molienda. Adaptado de Richardson y White (1982).

En la Figura 3.12-11, hay un flujo de alimentación que ingresa al dispositivo de trituración, representado como el vector "F". Un vector simple del porcentaje de tamaño del producto sale del dispositivo "P". Un equilibrio de estado estacionario en cada porcentaje de tamaño que entra y sale del dispositivo se modela como:

$$\text{Flujo de entrada} - \text{Flujo de salida} = 0$$

$$f_i M + \sum_{j=1}^{i-1} (b_{ij} s_j f_j M) - p_i M - s_i f_i M = 0 \quad (3.12.1)$$

Donde:

$s_i$ : Es el tamaño – discretizado, velocidad de trituración o función de selección de la fracción de tamaño "i".

$b_{ij}$ : Es el tamaño – ruptura, función que representa la fracción de material del j-ésimo intervalo de tamaño.

$f_j$ : Porcentaje de la alimentación total en tamaño de la fracción i.

$p_i$ : Fracción del producto total en la fracción de tamaño i.

$M$ : Flujo total de sólidos, es importante tener en cuenta estos factores al estudiar los ejemplos numéricos presentados.

Richardson y White (1982) mencionan que el término diseño se puede aplicar a muchas situaciones en la ingeniería, es importante que el ingeniero que desea crear un nuevo circuito, modificación o extensión de la planta existente o cambios en las condiciones de operación debe realizar el balance del circuito y tener información que ayude a seleccionar la configuración del circuito, dimensionamiento de equipos o condiciones de operación adecuadas. Un balance de masa en el circuito proporciona la información básica a partir de la cual se puede realizar una selección lógica de alternativas y/o cálculos adicionales. A menudo, las configuraciones de diagrama de flujo deficientes se descartan mediante la comparación de los resultados del balance de masa. Por lo tanto, el balance de masa es fundamental para el diseño de circuitos y los ingenieros deben tener la capacidad de darle solución al balance y lograr el equilibrio.

En situaciones de diseño, el enfoque de simulación o modelado para los cálculos de equilibrio es necesario rara vez se conoce la información de los productos o flujos intermedios. Por el contrario, los valores del flujo de alimentación suelen estar especificados y pueden hacerse suposiciones razonables sobre el rendimiento de la operación de la unidad, lo que permite el desarrollo y uso de modelos.

Con el modelado de operaciones unitarias, existen dos medios alternativos para lograr el equilibrio: (1) solución de ecuaciones líneas simultáneas y (2) iteración. Usando la sección uno del ejemplo de la Figura 3.12-10 como ejemplo se abordará cada alternativa.

### **Método de ecuaciones simultáneas.**

Este método requiere que el ingeniero establezca y resuelva un sistema de ecuaciones que describen el paso del mineral en todas las etapas del circuito. Para circuitos simples y modelos de operación lineal resulta fácil establecer este método. Sin embargo, la presencia de circuitos cerrados desencadena un flujo de recirculación, lo cual lleva a modelos complejos porque aumenta las reglas relativas a los grados de libertad de un sistema. El concepto de grados de libertad aplicado en un sistema del proceso, donde el número de grados de libertad en un sistema se define como:

$$df = v - e$$

Donde:

df : Número de grados de libertad.

v: Número de variables que describen el sistema.

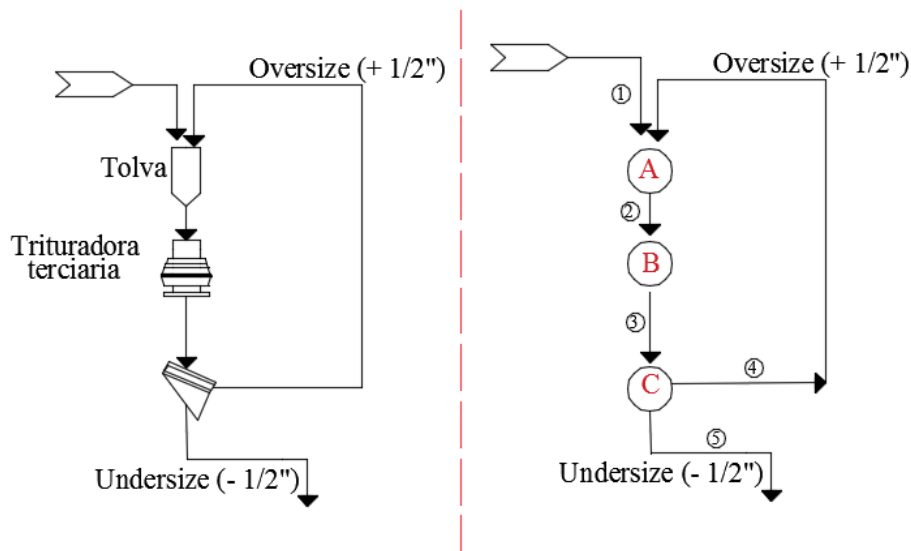
e: Número de relaciones o ecuaciones independientes que existen entre estas variables.

Las relaciones entre las variables para resolver los grados de libertad son necesarias para especificar el estado del sistema y lograr un equilibrio. La eliminación de demasiados grados de libertad no otorga una solución factible, mientras que la eliminación de pocos grados de libertad resulta un número infinito de soluciones. Ambos resultados son indeseables, pero en algunos casos es difícil de evitar si el sistema que se modela es complejo.

Un error común en los sistemas complejos, es cuando se emplean ecuaciones redundantes dando como resultado un sistema con un número infinito de soluciones, estas ecuaciones redundantes pueden creerse erróneamente que son las relaciones necesarias para eliminar los grados de libertad. En sistemas simples involucran no más de 5 a 10 ecuaciones, tales errores son fáciles de evitar, pero cuando el número de incógnitas y ecuaciones crecen es complicado llegar a una solución rápida.

El ingeniero debe definir de manera adecuada los sistemas con el número correcto de variables y ecuaciones independientes. La solución puede ser complicada, si el número de ecuaciones y de incógnitas es alto lo cual implica que deben de aplicarse métodos de solución complejos por lo tanto los cálculos manuales se descartan. Muchas de las técnicas que se han adaptado para su uso en computadoras, implica el escalonamiento de los sistemas mediante la manipulación de matrices, en donde la salida de una operación unitaria depende de una forma no lineal en su entrada, el sistema de ecuaciones no líneas acopladas deben resolverse de forma iterativa, esto agrega un nivel adicional de complicación y excluye totalmente el cálculo manual.

Tomando como base el circuito ejemplo se puede observar la complejidad de incluso un sistema de apariencia simple como la sección uno. Para demostrar cómo se configurará el sistema de ecuaciones del sistema de la Figura 3.12-12.



**Figura 3. 12- 12.** Sección uno circuito de trituración y molienda ejemplo. Adaptado de Richardson y White (1982).

Primero, se consideran los sólidos totales:

$$A: M_2 = M_1 + M_4 \quad (3.12.1)$$

$$B: M_3 = M_2 \quad (3.12.2)$$

$$C: M_3 = M_4 + M_5 \quad (3.12.3)$$

Donde:  $M_i$  es el flujo total de sólidos, del flujo  $i$ .

Estas tres ecuaciones lineales e independientes no son suficientes para una solución, al conocer  $M_1$  aun se tiene cuatro incognitas y solo tres ecuaciones. Añadiendo una cuarta ecuación para describir el balance general de sólidos:

$$M_1 = M_5 \quad (3.12.4)$$

Esta ecuación es el ejemplo de una ecuación redundante y no ayuda para la solución del sistema. En este ejemplo, se requieren una ecuación más para definir el sistema del cálculo de sólidos. Un punto de apoyo para la solución se produciría en la criba, al definir uno de los flujos del producto (4 o 5) como porcentaje o función del flujo alimentación (flujo 3). El modelo de la criba más simple, es el definido por:

$$M_4 = \gamma(M_3) \quad (3.12.5)$$

Donde  $\gamma$  es un parámetro de división de los sólidos arbitrario, ejemplo un 60% de eficiencia del cribado.

En este caso, los grados de libertad para los sólidos totales del sistema se reducen a cero y el sistema tiene una solución única. Sin embargo, este modelo de criba es muy simple pero poco realista porque relaciona inadecuadamente la cantidad de sólidos totales en la corriente del overflow con el material total alimentado a la criba.

Por lo tanto, si se requiere una respuesta precisa, el modelo de la criba debe modificarse para relacionar el flujo de sólidos totales del overflow con el flujo del porcentaje en peso de cada granulometría. Esto significa que ahora el sistema de ecuaciones se expande para incluir los flujos del porcentaje en peso del tamaño de cada partícula:

$$A: M_2 = M_1 + M_4 \quad (3.12.6)$$

$$f_{1,2}(M_2) = f_{1,1}(M_1) + f_{(1,4)}(M_4)$$

$$f_{2,2}(M_2) = f_{2,1}(M_1) + f_{(2,4)}(M_4)$$

$$f_{3,2}(M_2) = f_{3,1}(M_1) + f_{(3,4)}(M_4)$$

...

$$f_{8,2}(M_2) = f_{8,1}(M_1) + f_{(8,4)}(M_4)$$

(3.12.7)

$$B: M_3 = M_2$$

$$f_{1,3}(M_3) = (1 - s_1)(f_{1,2})(M_2)$$

$$f_{2,3}(M_3) = (1 - s_2)(f_{2,2})(M_2) + b_{21}(s_1)(f_{1,2})(M_2)$$

...

$$f_{8,3}(M_3) = (1 - s_8)(f_{8,2})(M_2) + \sum_{j=1}^{i-1} (b_{ij})(s_j)(f_{j,2})M_2$$

(3.12.8)

$$C: M_3 = M_4 + M_5 \text{ considerando el overflow.}$$

$$M_4 = f_{2,3}(M_3) + f_{3,3}(M_3)$$

$$f_{1,4} = 0$$

$$f_{2,4} = (f_{2,3})(M_3)/M_4$$

$$f_{3,4} = (f_{3,3})(M_3)/M_4$$

$$f_{4,4} = 0$$

...

$$f_{8,4} = 0$$

Donde:

$f_{i,m}$ :  $i$ ésima fracción de tamaño, toneladas métricas de la corriente.

$s_i$ : Función de selección (previamente definida).

$b_{ij}$ : Función de la reducción de tamaño (previamente definida).

El sistema aún no tiene una solución porque se tienen 36 incógnitas y solo 28 ecuaciones.

Pero se pueden agregar diez relaciones generales para los flujos del porcentaje de tamaño:

$$f_{1,1}(M_1) = f_{1,5}(M_5) \quad (3.12.9)$$

$$f_{2,1}(M_1) = f_{2,5}(M_5)$$

....

$$f_{8,1}(M_1) = f_{8,5}(M_5)$$

Esto eleva el número total de ecuaciones a 36 y ahora es posible una solución.

Para simplificar el ejemplo, el modelo de la criba asume que el agua no se reporta en el flujo 4 porque el proceso se realiza en seco. Como resultado, el sistema de ecuaciones del balance hídrico es muy trivial y puede resolverse por separado mediante un muestreo en el lugar de una solución simultánea:

$$A: W_2 = W_1 + W_4 \quad (3.12.10)$$

$$B: W_3 = W_2 \quad (3.12.11)$$

$$C: W_3 = W_4 + W_5 \quad (3.12.12)$$

$$W_4 = 0 \quad (3.12.13)$$

Donde:  $W_i$  es el total de agua en el flujo  $i$ .

Si el proceso de cribado fuera en húmedo como en las secciones de molienda, entonces las ecuaciones de balance de agua se interrelacionan con las ecuaciones de sólidos y el sistema de ecuaciones simultáneas para ser resuelto crecería el número de ecuaciones. Este ejemplo permite observar que la resolución simultánea de ecuaciones para los balances de masa tiene una tendencia hacia la complejidad al menos que los circuitos se han simples o poco realistas.

El método de ecuaciones simultáneas tiene una alta probabilidad que se cometan errores en el cálculo al plantear las ecuaciones, incluso cuando se emplea un programa de computación probado para resolver ecuaciones simultáneas, sino se plantea correctamente las ecuaciones del modelo los resultados serán erróneos.

### **Método iterativo.**

La complejidad de las ecuaciones simultáneas lleva a la mayoría de los ingenieros a utilizar el enfoque iterativo, especialmente cuando se realiza la resolución del equilibrio de manera manual. En este método manual, el ingeniero debe aislar cada ciclo de recirculación y resolverlo mediante prueba y error. Cuando se llega a la solución del ciclo de recirculación, se calcula el siguiente flujo en una operación unitaria a la vez. Los valores recién calculados para el flujo de recirculación se comparan con los valores anteriormente calculados, si los cambios entre un valor estimado son casi equivalentes entonces el ciclo se considera convergente, el proceso iterativo se detiene y el ingeniero pasa al siguiente proceso.

El criterio de convergencia es:

$$\text{Criterio de convergencia} = \frac{(\text{Valor propuesto} - \text{Valor calculado})}{\text{Valor calculado}} \quad (3.12.14)$$

Cuando los valores no convergen, se realizan nuevas pruebas por sustitución directa de los valores calculados previamente o mediante proyección empleando métodos numéricos. El proceso se repite hasta que se logra la convergencia. Para analizar el proceso, se debe definir algunas técnicas que representa el correcto cálculo iterativo con el método modular secuencial. Esta técnica es un enfoque estructurado de la forma en que la mayoría de los ingenieros han realizado balances manualmente y se desarrollaron programas de balances metalúrgicos.

Richardson y White (1982) mencionan que este método se basa en dos conceptos claves:

1. Cada operación unitaria en el diagrama de flujo se considera un “modulo” compuesto por las ecuaciones necesarias para el flujo de entrada y flujos de salida. Estos módulos son los “nodos”, ver la Figura 3.12-12.
2. Cada diagrama de flujo se puede dividir en conjuntos de cálculo, es decir grupos de nodos que tienen una estructura en serie o circuitos de recirculación. Luego, los conjuntos se calculan de forma independiente, en el orden en que aparecen en el diagrama de flujo.

Conjunto en serie. Es el grupo más grande de nodos que se pueden calcular en secuencia, trabajando de principio a fin en el diagrama de flujo. Todas las entradas a cada conjunto se conocen antes de calcular las salidas. Como referencia en la Figura 3.12-10 se puede ver el conjunto de alimentación del molino de barras/ molino de barras en serie. Si el conjunto en serie está precedido por un conjunto de recirculación, el conjunto de recirculación se debe resolver primero.

Conjunto de recirculación. Estos son los conjuntos más pequeños de los circuitos, que no se pueden calcular en la forma convencional como los circuitos en serie. En un conjunto de ánodos en circuito cerrado, no existe un módulo del cual se conozcan todas las entradas, lo que significa que no existe un punto de partida aparente para un cálculo ordenado. El conjunto de recirculación más pequeño es de dos nodos, mientras que algunos diagramas de flujo pueden ser más complejos. Esta característica de los conjuntos de recirculación provoca la necesidad de un cálculo iterativo.

Otro método iterativo es el de sustitución sucesiva, al observar la Figura 3.12-12, vemos que la definición de un conjunto de recirculación no hay un nodo para que se conozcan todos los flujos de entrada, no se tiene una ruta de cálculo lógica a través del circuito.

Para llegar a una solución, primero elegimos arbitrariamente un flujo interno, digamos que el Flujo 2 que se rompe y se convierta en dos flujos como se muestra en la Figura 3.12-13 (para facilitar la contabilidad, la segunda mitad de un flujo que se parte siempre debe enumerar más alto que el flujo del circuito).

Partir el flujo 2 permite ordenar el conjunto de recirculación en una estructura de entrada a salida como se muestra en la Figura 3.12-13. Suponiendo que el flujo 16 es conocido (si lo es o no) ahora se tiene una ruta de cálculo en serie a través del conjunto de nodos. Al usar un valor supuesto (estimado) del flujo 16 el módulo puede calcularse con el valor de entrada para el flujo 3. Por lo tanto, el módulo de la criba recibe un flujo de entrada conocido y a su vez, puede calcular los flujos de salida de 4 y 5.

Como el flujo 1 es conocido, y no tenemos el flujo 4, el módulo de la bandeja de alimentación puede calcularse un valor para el flujo 2. En este punto, a menos que nuestra estimación inicial para el flujo 16 sea extraordinariamente precisa, el flujo 2 no será equivalente al flujo 16. Los flujos 2 y 16 son realmente la misma secuencia deben ser iguales o lo suficientemente cercanos al valor para aproximarse al equilibrio.

Este criterio se aplica a cada componente del flujo: sólidos totales, hídrico y todas las fracciones de tamaño, es importante saber que en la sustitución sucesiva, si no se cumple el criterio de convergencia, la corriente supuesta 16 se reemplaza por el valor de la corriente calculada en el flujo 2, y el conjunto de ánodos debe calcularse de nuevo comenzado con la trituradora para saber si converge.

La sustitución sucesiva es un método fácil de conceptualizar que funciona para muchos diagramas de flujo, asumiendo que los modelos no son demasiado complejos, pero su convergencia es lenta. Se requieren de diversas iteraciones y para sistemas complejos resulta un proceso extremadamente largo para el cálculo manual. Para demostrar este método, se realizan solo dos iteraciones de los sólidos para la Sección 1 del circuito ejemplo Figura 3.12-13. Las ecuaciones del módulo son las mismas que las presentadas anteriormente para el balance de masa total.

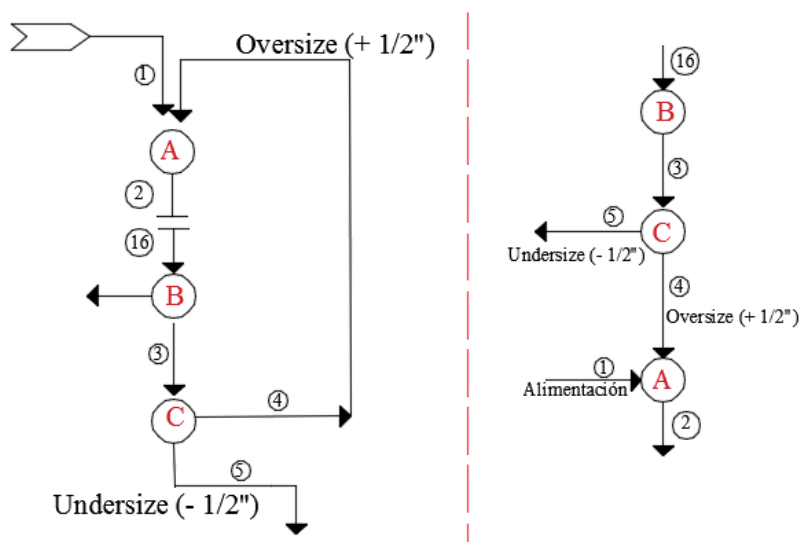


Figura 3. 12- 13. Sección del método iterativo. Adaptado de Richardson y White (1982).

Para demostrarlo este método se elige la Sección 1, el ejemplo se extiende mediante un muestreo del flujo donde se obtiene el porcentaje en peso de las fracciones de tamaño. Donde se utilizan estos valores para el equilibrio del circuito como se muestra en la Tabla 3.12-4 el conjunto completo de los resultados de las iteraciones se muestra en dicha tabla.



Iteración 1.

*Sólidos alimentados = Sólidos de salida*

$$M_3 = 1709 \text{ TPH}$$

*Criba: Sólidos en el overflow*

$$M_4 = f_{2,3}(M_3) + f_{3,3}(M_3) = \frac{18.2}{100}(1709) + \frac{48.2}{100}(1709) = 1138$$

*Criba: Sólidos en el underflow*

$$M_5 = M_3 - M_4 = 1709 - 1138 = 571 \text{ TPH}$$

*Tolva de alimentación: Sólidos de salida*

$$M_2 = M_1 + M_4 = 1000 + 1138 = 2138 \text{ TPH}$$

Iteración 2.

Se sustituye el valor de  $M_2$  2138 TPH en  $M_{16}$  y se repite el cálculo.

*Trituradora:  $M_3 = 2138 \text{ TPH}$*

$$\text{Criba - Overflow: } M_4 = \frac{17.1}{100}(2138) + \frac{52.4}{100}(2138) = 1486 \text{ TPH}$$

$$\text{Criba - Underflow: } M_5 = 2138 - 1486 = 652$$

$$\text{Alimentación de la tolva: } M_2 = 1000 + 1486 = 2486$$

**Tabla 3. 12- 4.**  
Balance de masa para dos iteraciones.

Iteración 1.					Distribución de tamaños, % de peso retenido									
Flujo No.	Descripción	Sólidos	Agua	% sólidos	+2"	+1.5"	+1/2"	+ 4#	+10 #	+28 #	+65 #	+200 #	+325 #	-325#
18	Trituradora	1709	749	97.4	9.4	21	53.1	4.7	4.7	-	-	-	-	-
3	Trituradora	1709	749	97.4	-	18.2	48.4	8.9	8.2	4.3	2.8	2.5	2.3	4.3
3	Criba	1709	749	97.4	-	18.2	48.4	8.9	8.2	4.3	2.8	2.5	2.3	4.3
4	Criba	1138		100.0	-	27.4	72.6	-	-	-	-	-	-	-
5	Criba	571	749	92.7	-	-	-	26.7	24.6	12.8	8.3	7.6	7.0	13
1	Tolva	1000	749	95.7	16.0	24.0	42.0	8.0	8.0	2.0	-	-	-	-
4	Tolva	1138		100		27.4	72.6	-	-	-	-	-	-	-
2	Tolva	2138	749	97.9	7.5	25.8	58.3	3.7	3.7	0.90	-	-	-	-
Iteración 2.					Distribución de tamaños, % de peso retenido									
Flujo No.	Descripción	Sólidos	Agua	% sólidos	+2"	+1.5"	+1/2"	+ 4#	+10 #	+28 #	+65 #	+200 #	+325 #	-325#
18	Trituradora	2138	749	97.2	7.5	25.8	58.3	3.7	3.7	0.9	-	-	-	-
3	Trituradora	2138	749	97.2	-	17.1	52.4	7.9	7.1	3.9	2.6	2.4	2.2	4.37
3	Criba	2138	749	97.9	-	17.1	52.4	7.9	7.1	3.9	2.6	2.4	2.2	4.3
4	Criba	1486	-	100	-	24.6	75.4							
5	Criba	653	749	93.6	-			26.0	23.4	12.8	8.7	7.9	7.3	14
1	Tolva	1000	749	95.7	16.0	24.0	42.0	8.0	8.0	2.0	-	-	-	-
4	Tolva	1486	-	100	-	24.6	75.4	-	-	-	-	-	-	-
2	Tolva	2486	749	98.2	6.4	24.4	61.9	3.2	3.2	0.8	-	-	-	-

Adaptado de Richardson y White (1982).

Si los cálculos continúan, se requiere 32 iteraciones más para llegar a una solución convergente a un criterio de Epsilon 0.0005. Este proceso en situaciones manuales puede resultar complicado cuando se necesitan mayores iteraciones, por esta razón se opta su programación para lograr una convergencia adecuada con el uso de una computadora. Una técnica ocupada para realizar un menor número de iteraciones y evaluar la tendencia del valor calculado en los flujos es la proyección numérica. Los programas de balance emplean el Método Modular Secuencias con el Algoritmo de Wegstein que acelera la convergencia del circuito.

El Algoritmo de Wegstein es una técnica de proyección popular utilizada por los programas de balance conocido como el Método de Wegstein. En términos simples del ejemplo empleando, esta técnica realiza una búsqueda de la secante de la solución a una ecuación no lineal implícita:

$$f(x) = x \quad (3.12.15)$$

Donde:

$x$ : Un valor del componente del flujo 16 supuesto.

$f(x)$ : Un valor del componente del flujo 2 que es calculada con la respuesta del flujo 16.

El método proyecta una secante a la línea  $f(x) = x$  proyectando a lo largo de los dos valores anteriores de  $f(x)$ . Los dos primeros puntos se obtienen mediante sustituciones sucesivas. Así, para la iteración 3, la ecuación de la recta que pasa por los puntos de  $f(x)$  anteriores  $(x_1, y_1)$  y  $(x_2, y_2)$  es:

$$y = \left( \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} \right) x + y_2 - \left( \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} \right) x_2 \quad (3.12.16)$$

Al evaluar la ecuación anterior se tiene:

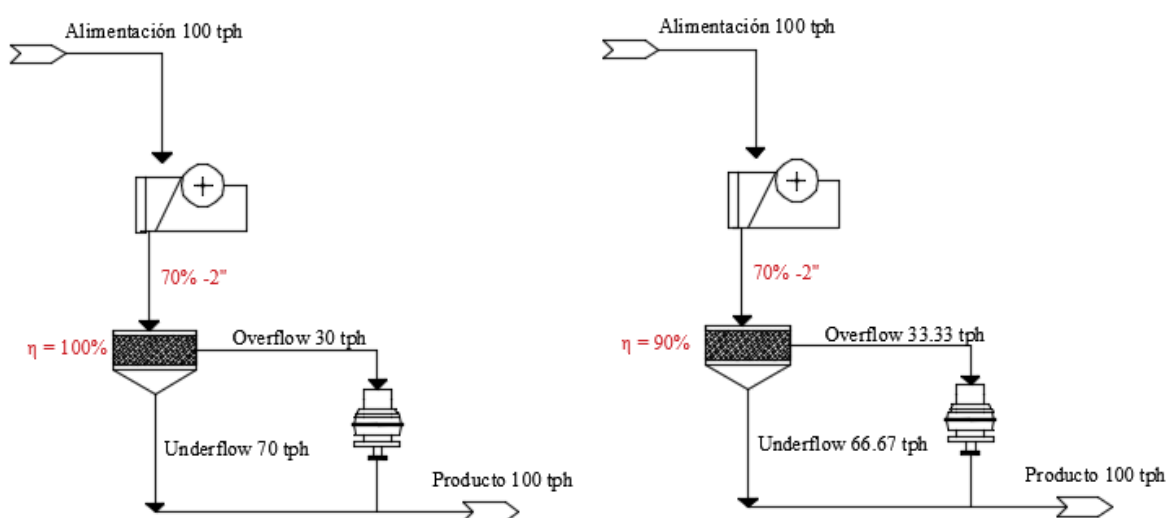
$$x_3 = \frac{x_1 y_2 - y_1 x_2}{x_1 - x_2 + y_2 - y_1} \quad (3.12.17)$$

Se obtiene una aproximación para la siguiente iteración que aumenta la velocidad a la cual converge el circuito, empleando este enfoque el equilibrio de la Sección 1 se logra en solo 6 iteraciones. Con este ejemplo se muestra la importancia de la comprensión del diseño de circuitos y la importancia del balance de masa. Además, se dimensionó el trabajo que se realiza para lograr el equilibrio en un circuito y como los programas de balances permite una pronta solución del circuito cuando los valores y ecuaciones de equilibrio son correctos. Los métodos numéricos permiten llegar a la convergencia del modelo, además del Algoritmo de Wegstein se pueden utilizar el método de punto – fijo, Newton – Raphson, Secante y Muller.

### 3.12.5.1 EQUILIBRIO DE CIRCUITOS DE TRITURACIÓN

Por lo regular, en cada etapa de trituración se utiliza una criba para formar un circuito, los circuitos de trituración pueden operar en circuito abierto o cerrado.

**Operación en circuito abierto.** Consideremos que una trituradora trata un mineral con un tamaño de 4" a una velocidad de 100 tph a un tamaño de producto -2" que representa el 70 % de la alimentación. El producto se envía a una criba con una abertura cuadrada de 2". El material +2" se alimenta a otra trituradora para lograr un producto menor a 2". Los detalles del circuito suponiendo una eficiencia de la criba del 100 % y 90 % se muestran en la Figura 3.12-14.



**Figura 3. 12- 14.** Circuitos abiertos con una etapa de trituración primaria y secundaria. Adaptado de Subba (2016).

Es importante tener en cuenta que el overflow de la criba cuando la eficiencia es del 90 %, se tritura 100 tph en la trituradora primaria y 33.33 tph de material en la trituradora secundaria. La eficiencia de la criba está dada por:

Eficiencia de la criba basada en las partículas del overflow:

$$\eta = \frac{\text{Peso del material} + 2'' \text{ presente en la alimentación de la criba}}{\text{Peso del material} + 2'' \text{ obtenido de la criba}} \quad (3.12.18)$$

Eficiencia de la criba basada en las partículas del underflow:

$$\eta = \frac{\text{Peso del material} - 2'' \text{ obtenido del cribado}}{\text{Peso del material} - 2'' \text{ presente en la alimentación a la criba}} \quad (3.12.19)$$

De esta manera, la alimentación de la trituradora secundaria está dada por:

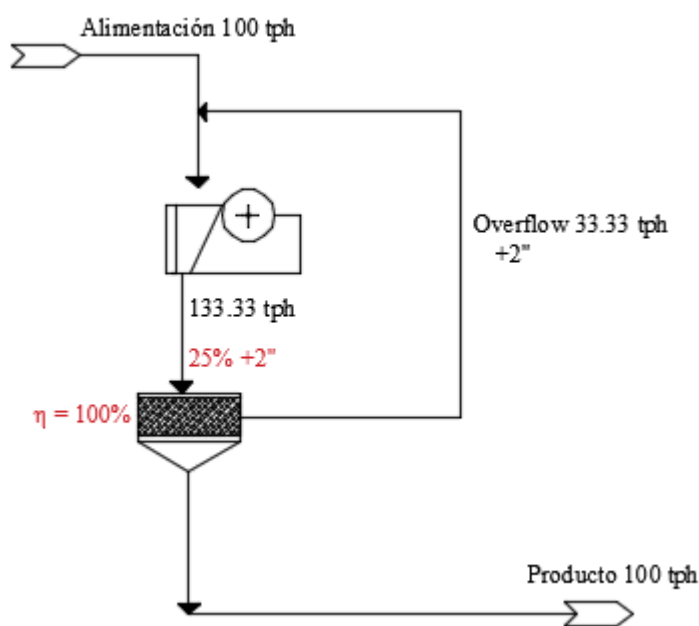
$$\eta = \frac{30}{33.33} = 0.9$$

$$\frac{\text{Peso del material} + 2'' \text{ presente en la alimentación de la criba}}{\eta} = \frac{30}{0.9} = 33.33 \text{ tph}$$

**Operación en circuito cerrado.** Se tiene dos tipos de circuitos directo e inverso. En el circuito del tipo directo el mineral se alimenta a las trituradoras, el producto de la trituradoras se envía a una criba y el overflow de la criba se recircula a la misma trituradora. La cantidad de material que se recircula recibe el nombre de carga circulante. El flujo del underflow es el producto de la trituración. Este circuito se emplea cuando la alimentación contiene un menor porcentaje de partículas con el tamaño del  $P_{80}$ .

Inicialmente en estos circuitos, la cantidad del producto con el tamaño deseado es menor que la cantidad del mineral que se alimenta al circuito, a medida que avanza la operación, la cantidad de producto final aumenta gradualmente y será igual a la cantidad del material de alimentación después de un determinado número de ciclos alcanzando el equilibrio. Después de alcanzar la condición de equilibrio, la cantidad del producto final siempre es igual a la cantidad de material alimentado y la carga circulante es constante.

Subba (2016) menciona que los objetivos de emplear un circuito de trituración en circuito cerrado son minimizar la producción de finos y reducir el consumo de energía. La operación de un circuito cerrado cuando la eficiencia de la criba es del 100 % se representa en la Figura 3.12-15.



**Figura 3. 12- 15.** Circuito cerrado de trituración. Adaptado de Subba (2016).

En la Figura 3.12-15 sea  $C$  la carga circulante, la cantidad de material en una trituradora en la etapa de equilibrio ( $100 + C$ ). Como ya se asumió que el producto de la trituradora contiene un 25 % de material con un tamaño grueso, este material forma parte del overflow, si se asume una eficiencia de cribado del 100 % del proceso de cribado. Con el método de iteración el circuito se encuentra en equilibrio:

Ciclo 1.

$$\text{Alimentación} = 100 \text{ tph}$$

$$\text{Alimentación total} = 100 \text{ tph}$$

$$\text{Producto del overflow} = 100(0.25) = 25 \text{ tph}$$

$$\text{Producto del underflow} = 100 - 25 = 75 \text{ tph}$$

Ciclo 2.

$$\text{Alimentación} = 100 \text{ tph}$$

$$\text{Alimentación total} = 100 + 25 = 125 \text{ tph}$$

$$\text{Producto del overflow} = 125(0.25) = 31.25 \text{ tph}$$

$$\text{Producto del underflow} = 125 - 31.25 = 93.75 \text{ tph}$$

En el ciclo o iteración 10 el circuito se encuentra en equilibrio como se ve en la Tabla 3.12-5.

**Tabla 3. 12- 5.**

Balance de masa para un circuito cerrado.

Ciclo	Alimentación	Material del overflow del ciclo anterior	Alimentación total	Productos del ciclo	
				Overflow	Underflow
1	100	-	100.00000	25.00000	75.00000
2	100	25.00000	125.00000	31.25000	93.75000
3	100	31.25000	131.25000	32.81250	98.43750
4	100	32.81000	101.00000	25.25000	75.75000
5	100	33.20000	134.20000	33.55000	100.65000
6	100	33.30000	133.30000	33.32500	99.97500
7	100	33.32500	102.00000	25.50000	76.50000
8	100	33.33100	135.33100	33.83275	101.49825
9	100	33.33330	133.33330	33.33333	99.99998
10	100	33.33333	133.33333	33.33333	99.99999
11	100	33.33333	133.33333	33.33333	100.00000

El valor de la carga circulante es de 33.33 tph cuando el circuito se encuentra en equilibrio, alimentando a la trituradora 133.33 toneladas por ciclo por lo tanto la trituradora de quijada debe de manejar esta capacidad. El valor de C también está dado por:

$$f(x) = (100 + x)0.25$$

$$f(x) = x$$

Para encontrar el valor de C se requiere hacer iteraciones para buscar cuando converge para este caso utilizando el Método de Wegstein:

$x$	$f(x)$
32	33
33	33.25
34	33.5

Se nota una convergencia en estos valores de  $x$  entonces:

$$x_3 = \left( \frac{32(33.5) - 33(34)}{32 - 34 + 33.5 - 33} \right) = 33.33$$

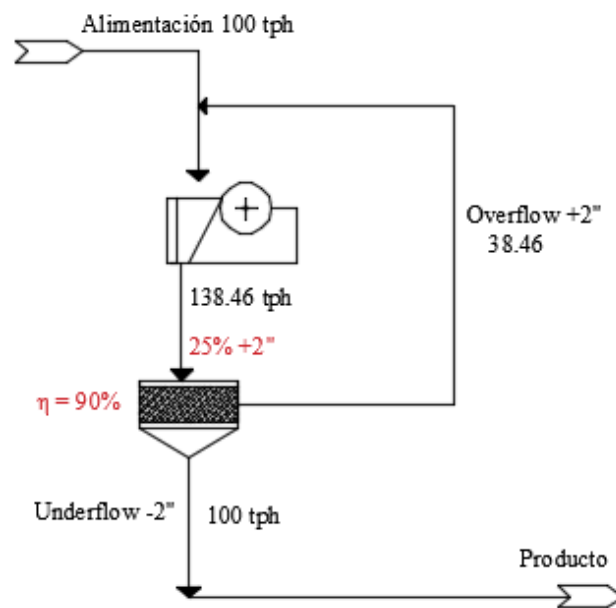
El valor de  $C = 33.33$ .

Por lo tanto, para trituradora 100 tph de mineral en una operación en circuito cerrado se alimenta 133.33 tph. La carga circulante es de 33.33 tph. Cuando se asume que la eficiencia de la criba es del 90 %, entonces:

$$f(x) = \frac{(100 + x)0.25}{0.90}$$

Siguiendo el mismo procedimiento el valor de  $C = 38.46$ .

En este caso, se necesita una trituradora de 138 tpd de capacidad para obtener un producto de 100 tph de mineral. La carga circulante es de 38.46 tph en una operación donde la eficiencia es del 90 %. El circuito se representa en la Figura 3.12-16.



**Figura 3. 12- 16** Circuito cerrado de trituración con una eficiencia de cribado de 90%. Adaptado de Subba (2016).

### 3.12.5.2 EQUILIBRIO DE CIRCUITOS DE MOLIENDA

La malla de molienda (m.o.g) es el término utilizado para el producto del molino en términos del porcentaje del material que pasa por una malla determinada. La malla óptima de molienda define la malla de molienda en la que se obtiene una correcta relación costos / beneficio para la recuperación de la mena. El objetivo principal de la molienda es reducir el mayor porcentaje de partículas a un tamaño deseado, es decir a la malla de molienda. Cuando un molino se alimenta con un material, debe contar con las variables de operación correctas para producir el producto deseado en una sola etapa, en este caso el molino opera en un circuito abierto (ver Figura 3.12-17).

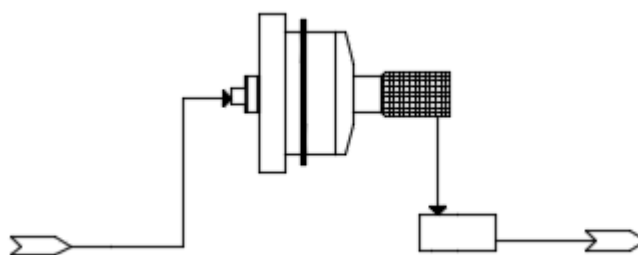


Figura 3. 12- 17 Circuito de molienda abierto.

Una de las desventajas de un circuito de molienda abierto es que no existe un control en el tamaño del producto. Si se reduce el tiempo de residencia, se obtiene un producto con una baja liberación y cuando el tiempo de residencia es alto se llega a una sobre molienda. Cuando se emplea un circuito cerrado se evita la sobre molienda con el apoyo de un clasificador (Figura 3.12-18).

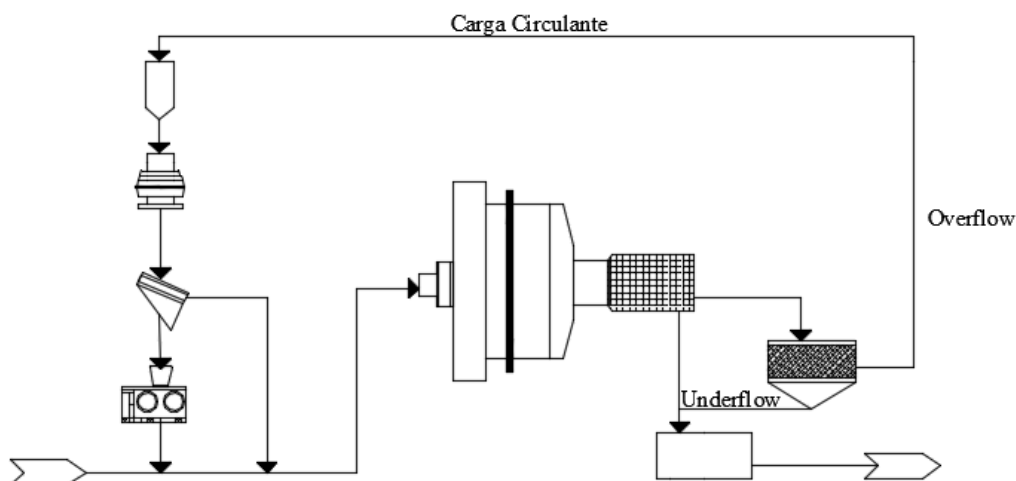


Figura 3. 12- 18 Circuito de molienda cerrado.

El clasificador separa el material en dos fracciones: material fino y material grueso. En el material de tamaño grueso se recircula al molino y el material fino es el producto final. Cuando el circuito de molienda se encuentra en equilibrio, el tonelaje de los sólidos del desbordamiento es igual al tonelaje de los sólidos alimentados al molino cuando se opera en circuito cerrado.

Las ecuaciones del balance de masa sobre el clasificador son:

$$\text{Balance de pulpa: } F = P + U \quad (3.12.20)$$

$$\text{Balance de los sólidos: } Ff = Pp + Uu \quad (3.12.21)$$

Donde  $F, P$  y  $U$  son el flujo de la pulpa en la alimentación, desbordamiento y descarga del clasificador respectivamente y  $f, p$  y  $u$  son el porcentaje de sólidos en la alimentación, desbordamiento y descarga del clasificador respectivamente.

$$\frac{U}{P} = \frac{f - p}{u - f} \quad (3.12.22)$$

El tonelaje de los sólidos que se recirculan al molino se llama carga circulante y su peso se expresa como un porcentaje del tonelaje de la alimentación fresca al molino llamada porcentaje de carga circulante.

$$CL = \frac{\text{Tonelaje de los sólidos de la descarga del clasificador}}{\text{Tonelaje de los sólidos alimentados al molino}} (100) \quad (3.12.23)$$

$$CL = \frac{\text{Tonelaje de los sólidos de la descarga del clasificador}}{\text{Tonelaje de los sólidos del desbordamiento del clasificador}} (100) \quad (3.12.24)$$

$$CL = \frac{Uu}{Pp} (100) = \frac{u(f - p)}{p(u - f)} (100) \quad (3.12.25)$$

Si  $F, P$  y  $U$  son los flujos de la alimentación, desbordamiento y descarga de los sólidos en peso y  $DR_F, DR_P$  y  $DR_U$  son las relaciones de dilución de la alimentación, el desbordamiento y descarga entonces:

$$\text{Balance de los sólidos: } F(DR_F) = P(DR_P) + U(DR_U) \quad (3.12.26)$$

$$CL = \frac{U}{NF} (100) = \frac{U}{P} (100) \quad (3.12.27)$$

Donde  $NF$  es el flujo de los sólidos en la alimentación del molino =  $P$

El porcentaje de carga circulante se denomina relación circulante y está expresado como:

$$CR = \frac{U}{P} = \frac{DR_P - DR_F}{DR_F - DR_U} \quad (3.12.28)$$

Subba (2016) indica que a medida que el tamaño de partícula disminuye, la energía requerida para la fractura de las partículas disminuye, pero la energía por unidad de masa aumenta. Por lo tanto, en la molienda en circuito cerrado se ahorra energía al evitar la molienda excesiva.



## EJERCICIOS PROPUESTO

1. Se alimentan 100 toneladas secas por hora aun molino de bolas que opera en circuito cerrado con un clasificador. El muestreo y análisis del circuito, señalan que el porcentaje de sólidos en peso en la alimentación, derrame y descarga son del 50 %, 25 % y 84 % respectivamente. Calcular el tonelaje de la carga circulante para dicho circuito.

**Solución: 247.1 %**

2. El producto de una trituradoras de quijada reporta un 57 % de las partículas con un tamaño + 1" que se envía a una criba con una abertura de 1". El overflow de la criba se envía una trituradora de cono para obtener un tamaño – 1" y el producto se envía junto con el underflow de la criba de 1" para formar el flujo del producto final. Calcule la cantidad de material alimentado a la trituradora secundaria si la efectividad de la criba es del 80 % basándose en el overflow, considere que la alimentación al circuito es de 100 tph.

**Solución: 71.25 tph**

3. Los detalles de una planta trituradora que emplean una trituradora giratoria son:

- Criba cuadrada con una abertura de 2" en circuito cerrado con la trituradora.
- Alimentación fresca a la trituradora primaria es 100 tph.
- El producto de la trituradora contiene 54 % de partículas con un tamaño -2" y el 46 % de las partículas +2% alimentados a las cribas.
- Eficiencia de la criba es del 85 % de acuerdo con el overflow.

Dibuje el diagrama del circuito y encuentre la carga circulante. También calcule la carga circulante si la eficiencia de la criba se basa en el underflow.

**Solución: 117.94 tph, 117.86 tph**

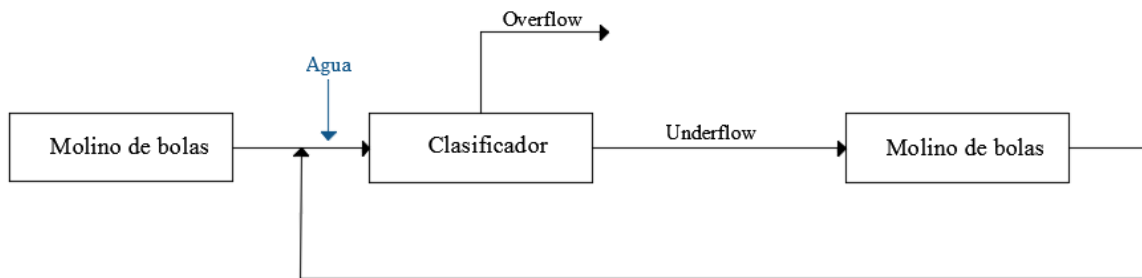
4. Un molino en circuito cerrado con un clasificador recibe 300 toneladas secas de mineral por día. Los análisis de las muestras de la descarga del molino, desbordamiento y descarga del clasificador se muestran en la siguiente tabla.

Malla	Descarga del molino wt%	Derrame del clasificador wt%	Descarga del clasificador wt%
-48	42.30	1.20	55.70
-48 +150	30.50	56.20	31.90
-150 +200	6.10	12.40	4.05
-200	21.10	60.20	8.35

Calcule el tonelaje de la carga circulante.

**Solución: 920 tph**

7. Un mineral molido contiene un 15 % de material – 90  $\mu\text{m}$ . El producto de la molienda se envía a un clasificador de rastrillos para seguir a una molienda secundaria en un molino de bolas a una capacidad de 50 tph, el circuito se muestra enseguida:



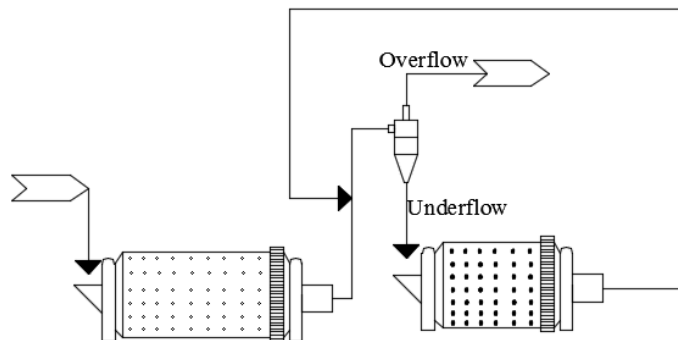
Si el porcentaje de materia – 90  $\mu\text{m}$  en el underflow, el overflow y la descarga del molino de bolas son 20, 75, 50 respectivamente, calcule el porcentaje de carga circulante.

**Solución: 200 %**

8. Un circuito integrado de una trituradora, un molino y un clasificador. El underflow del clasificador se recircula al molino para volver a reducir su tamaño. Se muestreo la alimentación, clasificador, descarga, desbordamiento y se encuentre que contiene un porcentaje de sólidos del 45 %, 80 % y 20 % en peso respectivamente. Calcule el porcentaje de la carga circulante.

**Solución: 286.4 %**

9. Para el circuito de molienda que se muestra a continuación, el mineral tiene una gravedad específica de 3.2 y se alimenta a una velocidad de 250 tph.



Si la relación sólidos en la descarga del hidrociclón y la alimentación fresca del molino de barras son 4 y el porcentaje de sólidos en el derrame y la descarga del hidrociclón en peso es 36.5 % y 80 % respectivamente. Calcule.

- Porcentaje de sólidos en peso en la alimentación del hidrociclón.
- Tonelaje de la pulpa de alimentación al hidrociclón, derrame y descarga del hidrociclón.
- Porcentaje de sólidos por volumen en la alimentación.

**Solución: 64.6 %, 685 tph, 1250 tph, 1935 tph, 36.1 %**

11. Una criba con una malla de 3" está en circuito cerrado con una trituradora giratoria que se alimenta a una razón de 200 tph. Si el producto de la trituradora consiste en un 70 % de partículas -3" y la eficiencia de la criba es de 90 % en función del underflow. Dibuje el diagrama del circuito y calcule la carga circulante.

**Solución: 117.46 tph**

12. Se envían a molienda 100 toneladas por hora de mineral en un molino de bolas en húmedo con un 40 % de sólidos en circuito cerrado con un hidrociclón. Calcule el peso de agua que se debe agregar en el molino de bolas si el porcentaje de carga circulante es 300 y el porcentaje de sólidos en la descarga del hidrociclón es el 50 %.

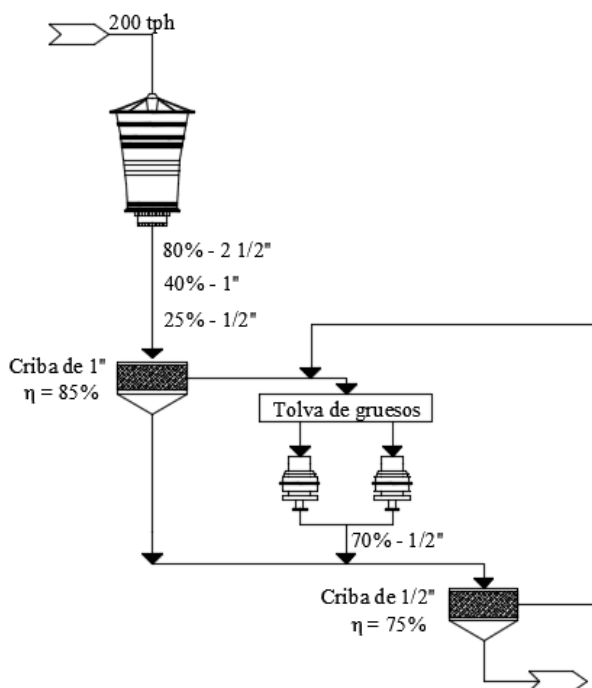
¿Cuál es el porcentaje de sólidos en el derrame del hidrociclón? Si el derrame del hidrociclón se espesa hasta un 40 % y el agua recuperada se utiliza en un molino de bolas. Determine cuánta agua fresca se necesita para la operación.

**Solución: 300 tph, 25 %, 150 tph**

15. Un mineral de hierro se alimenta a una razón de 300 tph para su trituración a una trituradora giratoria que se ajusta a 4" donde el producto es el 58 % de las partículas el + 1 1/2" y posteriormente se alimenta a una criba con una abertura de 1 1/2" con una eficiencia del 75 % de acuerdo con el overflow. El overflow de la criba se envía a una trituradora giratoria fijada a 2" otorgando un producto 30 % a + 1 1/2" y se envía a una criba junto con el producto de la trituradora primaria. Si el producto terminado es de 300 toneladas por hora de un tamaño de 1 1/2, dibuje el diagrama de flujo y calcule la carga total en la criba secundaria.

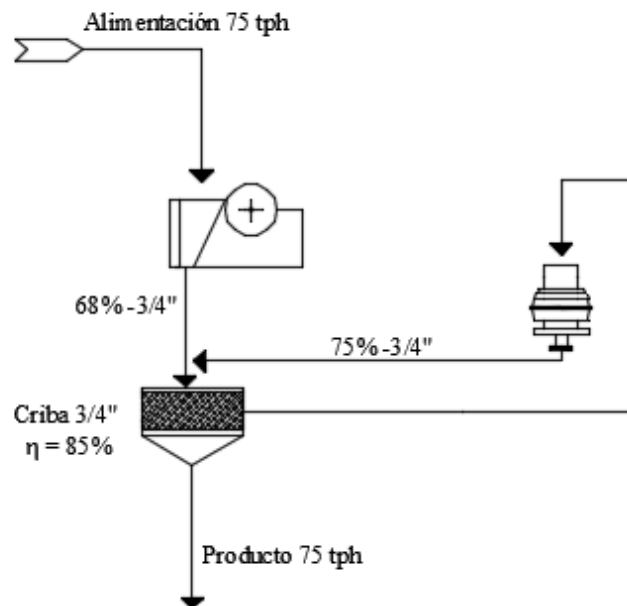
**Solución: 687.67 tph**

13. En el circuito de trituración que se muestra a continuación, calcule la carga total en la criba de 1/2". La eficiencia de la criba se basa en el material de sobre tamaño.



**Solución: 313.7 tph**

14. El circuito que se muestra en la siguiente figura se utiliza para triturar un mineral polimetálico.



Determine:

- En una condición en equilibrio ¿Cuál es la carga total que pasa por la trituradora de cono?
- ¿Cuál es porcentaje de carga circulante?
- Del producto original de la trituradora de quijada de 75 tph. ¿Cuántas toneladas son alimentadas a la trituradora de cono?
- En condiciones de estado estable ¿Cuál es la carga total que pasa por la criba? La eficiencia de la criba se basa en el material de gran tamaño.

**Solución: a) 85 tph, b) 113.3 %, 51 tph, 160 tph**

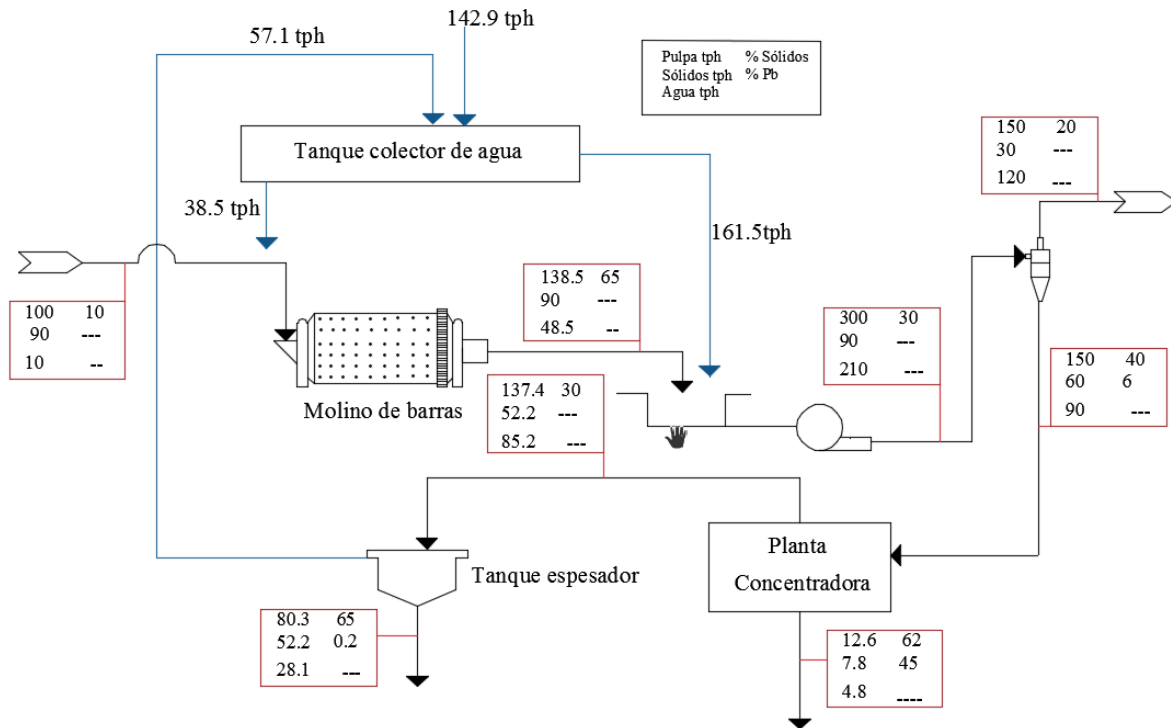
16. Se alimentan 90 toneladas secas por hora de mineral de plomo con un 10 % de humedad a un molino de barras. Después de la molienda, el molino de barras descarga una pulpa con un 65 % de sólidos en peso a un sumidero, donde la pulpa se diluye hasta un 30 % de sólidos de sólidos y luego se bombea a un hidrociclón. El derrame del hidrociclón consta de un 20 % de sólidos que se envía aun planta de lixiviación de piritas. La descarga del hidrociclón se alimenta a una planta de concentración. En el muestreo y análisis se encontró:

- La descarga del hidrociclón tiene un 40 % de sólidos en peso y un 6 % de plomo.
- La planta concentradora produce un concentrado de plomo y el análisis de las colas tienen un 45% de sólidos en peso y un 0.2 % de plomo.
- En la alimentación del tanque espesador se ensaya un 38 % de sólido en peso y posteriormente se deshidrata a un 65 % de sólidos.

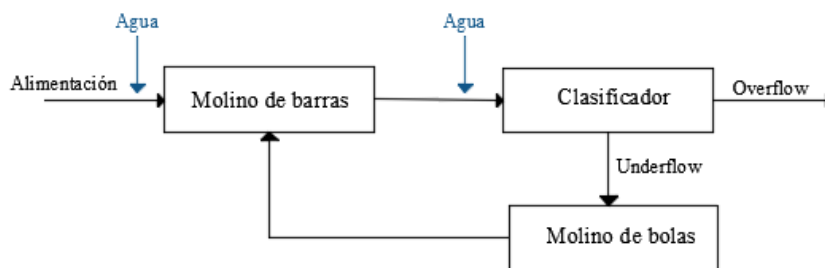
El agua recuperada en el espesador se envía a un tanque del molino para suministrar el agua a la alimentación del molino de barras, así como a la descarga del molino de barras.

Dibuje el diagrama de bloques del proceso y calcule la razón de flujo volumétrico del agua necesaria para agregar a la alimentación del molino de barras. Además, calcule el caudal del flujo de agua de reposición requerida para agregar al tanque del molino para suministrar el agua al circuito sin deficiencia.

Calcule las cantidades totales de la pulpa y sólidos de todas las corrientes e ilustre el balance completo del circuito.



17. El siguiente circuito fue propuesto en un proyecto. En el molino de barras se alimenta a una razón de 20 tph de sólidos secos con una densidad de  $2,900 \text{ kg/m}^3$ .



La alimentación del ciclón contiene 35 % de sólidos en peso y el análisis granulométrico de la descarga del molino de barras, descarga del molino de bolas y la alimentación del hidrociclón fue:

- Descarga del molino de barras 26.9 %  $+250 \mu\text{m}$ .
- Descarga del molino de bolas 4.9 %  $+250 \mu\text{m}$ .
- Alimentación del hidrociclón 13.8 %  $+250 \mu\text{m}$ .

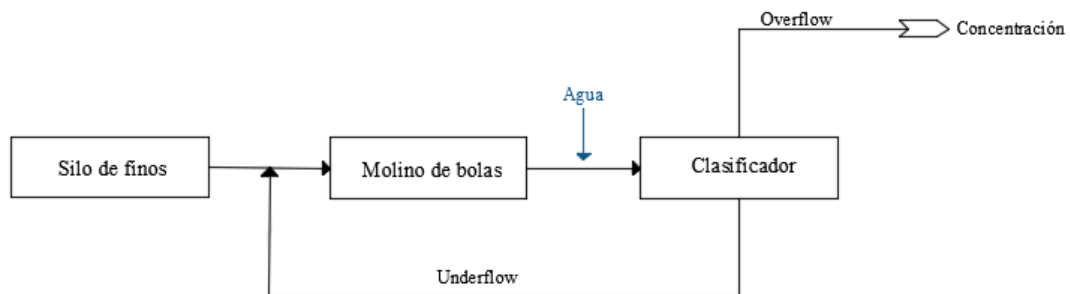
Calcule el caudal volumétrico de la alimentación del hidrociclón.

Para el mismo circuito, si el molino de barras se alimenta con 55 tph de mineral seco, y el porcentaje de sólidos en la descarga del molino de barras, alimentación del hidrociclón, derrame y descarga del hidrociclón es 62 %, 48 %, 31 % y 74 % respectivamente. Determine.

- CANTIDADES DE AGUA AÑADIDA AL MOLINO DE BARRAS Y EN LA ALIMENTACIÓN DEL HIDROCIKLÓN.
- CARGA CIRCULANTE.

**Solución: 108.7 m<sup>3</sup>/hr, 33.7 m<sup>3</sup>/hr, 88.7 m<sup>3</sup>/hr, 85.8 tph**

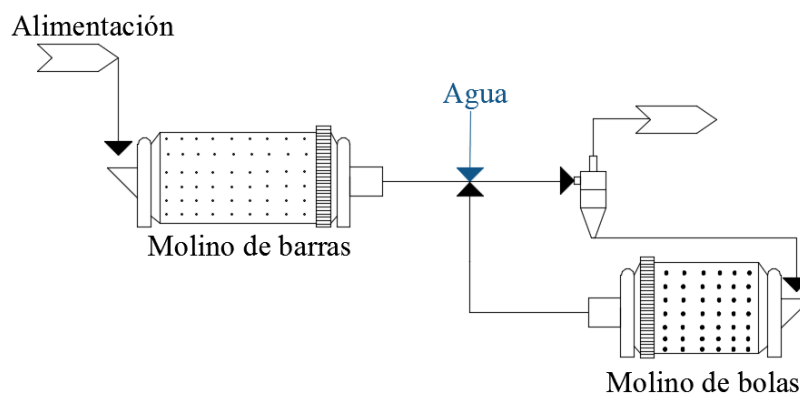
18. En el derrame de un hidrociclón se descargan 25 toneladas de mineral seco por hora a una operación de concentración. El hidrociclón se encuentra en circuito cerrado con un molino de bolas y el mineral que se alimenta al circuito se extrae de un silo de finos como se muestra en la siguiente figura. Se toman muestras del mineral del silo y se encuentra que contiene un 5 % de humedad. Las muestras de la alimentación, descarga y derrame del hidrociclón reportan un 33 %, 65 % y 15 % de sólidos en peso.



Calcule la cantidad de agua necesaria para diluir la descarga del molino, la carga circulante en el circuito y el porcentaje de carga circulante.

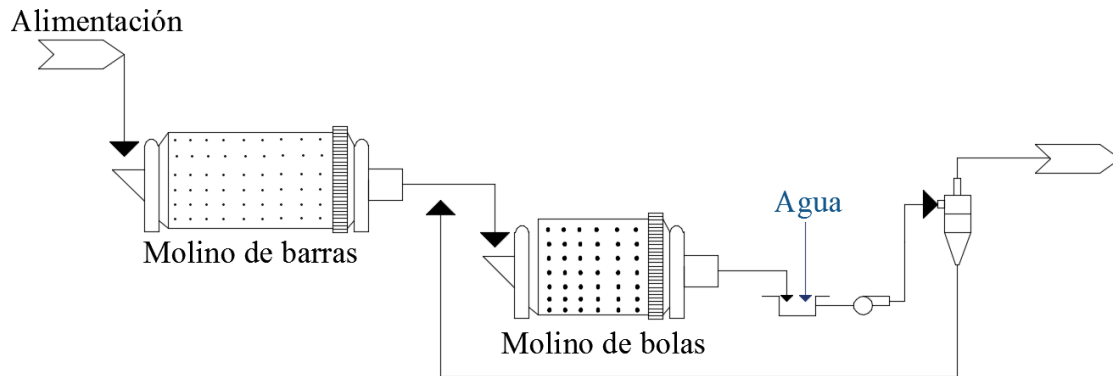
**Solución: 140.42 m<sup>3</sup>/h, 60.94 tph, 243.8 %**

19. El circuito que se muestra en la siguiente figura se alimenta con 25 tph de sólidos de densidad 300 kg/m<sup>3</sup>. La alimentación al hidrociclón contiene 36 % de sólidos en peso. El muestreo y el análisis de los tres flujos dan como resultado un tamaño de 250 μm en la descarga del molino de barras, descarga del molino de bolas y alimentación del hidrociclón es del 27 %, 5 % y 14 % respectivamente. Determine el caudal volumétrico de la alimentación (sólidos + agua) al hidrociclón.



**Solución: 129.13 m<sup>3</sup>/h**

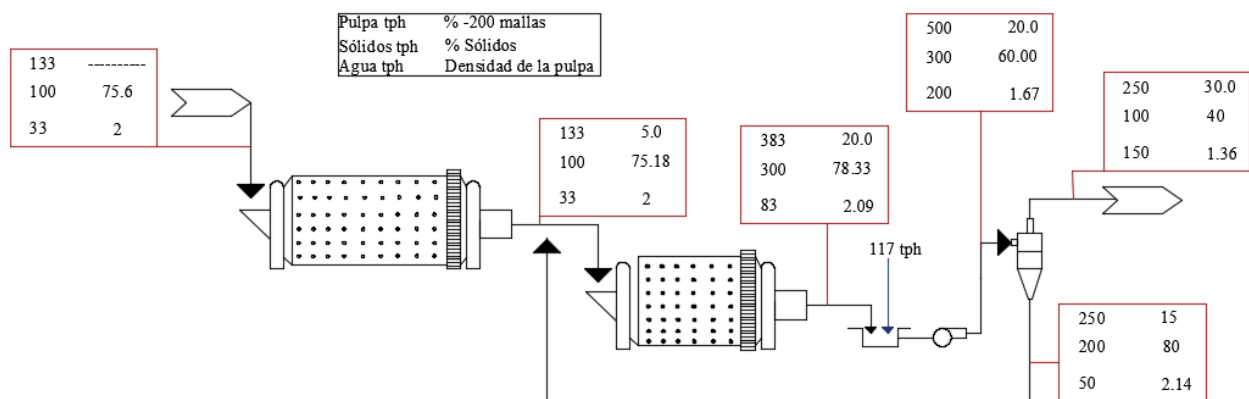
20. Un circuito de trituración de dos etapas que utilizan un molino de barras en circuito abierto y un molino de bolas en circuito cerrado con un hidrociclón se utiliza para moler 100 tph de mineral (G. E. 3.0). El diagrama del circuito se muestra en la siguiente figura.



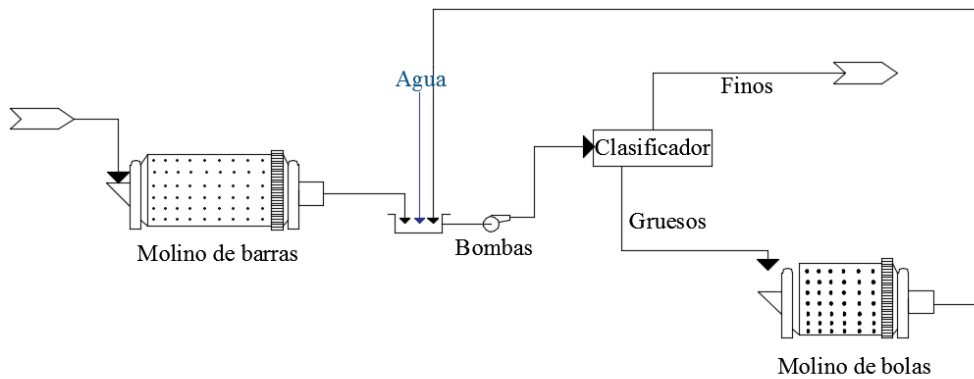
El circuito se muestrea y analiza para determinar el material de malla -200 y el porcentaje de sólidos. Los resultados se dan en la siguiente tabla.

	% - 200 mallas	% sólidos
Descarga del molino de barras	5	75.18
Descarga del molino de bolas	20	78.33
Derrame del hidrociclón	30	40.00
Descarga del hidrociclón	15	80.00

- Realice un balance de masa y calcule las toneladas por hora de agua de dilución agregadas al sumidero.
- Calcule los caudales de pulpa, sólidos y agua de todos los flujos e ilustre el balance de materiales del circuito.



21. Un circuito de molienda de dos etapas que utilizan un molino de barras en un circuito abierto con un molino de bolas en circuito cerrado con un clasificador de rastrillos se utilizan para moler 40 toneladas por hora (G.E. 3.0). El diagrama del circuito se muestra en la siguiente figura.

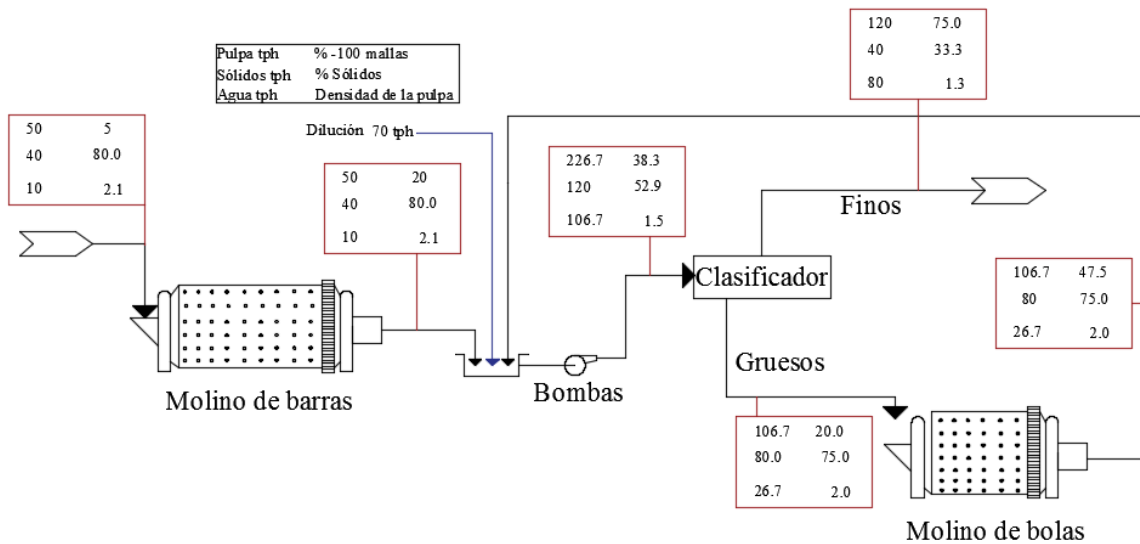


Se toman muestras del circuito y se analizan para determinar el porcentaje de material – 100 micrones y el porcentaje de sólidos. Los resultados se muestran en la siguiente tabla.

	% - 100 mallas	% sólidos en peso
Alimentación al circuito	5	80
Descarga del molino de barras	20	80.0
Alimentación del molino de bolas	20	75.00
Derrame del clasificador	75	33.33
Descarga del hidrociclón	47.5	75

Con los datos anteriores, realice un balance de materia y calcule:

- Las toneladas por hora de agua de dilución añadidas al clasificador de rastrillo.
- El porcentaje de carga circulante en el circuito del molino de bolas.
- Las tasas de flujo y las densidades específicas de todas las corrientes e ilustre el balance del circuito.



**Solución: a) 70 tph, b) 200 %**



## REFERENCIAS

- Flavel D. y Rowland A. (1981). Selecting Circuits to Prepare Beneficiation Circuit Feed from Primary Crusher Product. Transactions, Society of Mining Engineers, AIME.
- Lane G., Foggatto B., Braum R., Bueno M. y Staples P. (2016). Comminution Circuit Design Considerations. XXVII International Mineral Processing Congress Proceedings.
- Mosher J. (2016). Comminution Circuits for Gold Ore Processing (pp. 259 - 263). En Adams M. (Ed.). Gold Ore Processing, Project Development and Operations. Elsevier.
- Motz J. (1982). Types and Characteristics of Common Crushing Plant Flowsheets. En Mular A. & Jergensen V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (p. 124). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).
- Richardson J. y White J. (1982). Mass Balance Calculations for Comminutions Circuits. En Mular A. & Jergensen V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (pp. 150 - 166). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME)
- Rosario P., Boyd K. y Grundy M. (2009). Recent Trends in the Design of Comminution Circuits for High Tonnage Hard Rock Mining. En Malhotra D., Taylor P., Spiller E. y Levier M. (Eds.). Recent Advances in Mineral Processing Plant Design (pp. 347 -354). Society for Mining, Metallurgy and Exploration Inc. (SME).
- Rosario P., Grundy M. y Hall R. (2010). Some Approaches to High – Tonnage Comminutions. SME Annual Meeting.
- Rowland C. (1984). Testing for the Selection of Comminutions Circuits to Prepare Concentration Feed. Selection of Comminution Circuits. Proc. Australis. Inst. Min. Metal No. 289.
- Subba D. (2016). Minerals and Coal Process Calculations (pp. 115 – 125, 132 – 141, 288 - 304. CRC Press Taylor & Francis Group.
- Valery W. y Jankovic A. (2002). The Future of Comminution. Proceeding of 34th on Mining and Metallurgy Conference.
- Yahyaei M., Hilden M., Shi F. y Liu L. (2016). Comminution. En Merkus H. y Meesters G. (Eds.). Production Handling and Characterization of Particulate Materials (pp. 185 – 189). Springer International.
- Hales L., Burdett B. y Gilbert S. (1982). The History and Development of Grinding Control. En Mular A. & Jergensen V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (p. 779). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).
- Brodie M. y Chapman J. (1982). Selection of Motors – Driven Trains – Electrical Circuitry for Comminution Circuits. En Mular A. & Jergensen V. (Eds.). Design and Installation of Comminution Circuits (p. 656). Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).

Como material de apoyo se puede consultar el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.12:](#)

- [Material 2. SAG or HPGR? – The Current Dilemma](#)
- [Material 6. Crushing and Screening Circuits](#)
- [Material 7. Rod and Ball Mill Circuits](#)
- [Material 8. SAG and Ball mill circuits layout and design](#)
- [Material 9. HPGR’S in mineral. What existing operations tell us for the future?](#)
- [Material 10. Factors Which Influence Selection of Comminution Circuits](#)
- [Material 11. Types and Characteristics of Common Grinding Circuit Flow Sheets.](#)
- [Material 12. Primary grinding mills Selection, sizing and current practice.](#)
- [Material 13. Selection and sizing of Primary autogenous and semiautogenous grinding](#)

### 3.13. ALMACENAMIENTO Y TRANSPORTE DE MINERAL

El costo de los sistemas de almacenamiento y transporte pueden exceder hasta el 50 % de los costos de capital y su mantenimiento puede afectar los costos operativos en una planta de beneficio. Se debe prestar atención al diseño de estos sistemas considerando la ruta de procesamiento del mineral que dicta los materiales que se almacenaran y transportaran, distancias, elevaciones, caudales y requisitos de almacenamiento (Hays y Scott, 1985, p.10-2).

En los siguientes capítulos se abordará el diseño y dimensionamiento de los sistemas de almacenamiento, además de los sistemas de transporte para materiales secos, pulpas y agua necesarias para la operación de una planta. Es importante aclarar que no se abordara el diseño estructural se recomienda consultar el libro del Ing. Juan José Araujo Moncada “Diseño de Instalaciones Mineras” del Departamento de Ingeniería Civil y Minas de la Universidad de Sonora y el material del Ing. Estanislao Zarate Lujano “Diseño de Instalaciones Mineras” publicación de la Asociación de Ingenieros de Minas Metalurgistas y Geólogos de México para abordar este tema.

Antes del diseño de los sistemas de almacenamiento se requiera conocer el método de beneficio del mineral, los equipos empleados en los circuitos de trituración y molienda de tal forma que se cuente con un diagrama del proceso. Este diagrama de flujo debe indicar los requisitos de diseño como la producción en cada etapa, porcentaje de sólidos o humedad, caudales y gravedad específica del material. El diagrama del circuito debe proporcionar la suficiente información para determinar los requisitos de almacenamiento y transporte para una correcta selección y dimensionamiento de los equipos.

Cuando se realiza la selección y dimensionamiento de los equipos de circuitos de trituración y molienda, se puede seleccionar el equipo de transporte que se utilizara para el manejo del mineral; este mismo proceso se hace para la operación de beneficio, manejo de pulpas y jales. Después que se determinan los puntos donde se requiere tener una instalación de almacenamiento donde se debe especificar la capacidad y ubicación de estas instalaciones.

El ingeniero encargado del diseño debe tener en cuenta que el almacenamiento del mineral está pensado para nivelar las fluctuaciones de la producción por cambios en la mineralogía, problemas con la planeación de producción, fallas o averías en los equipos y tiempos inactivos por mantenimiento preventivo del equipo. Las instalaciones de almacenamiento son necesarias en líneas donde se tienen diferentes cronologías de producción para diferentes fases de la planta de beneficio, cuando se tienen diferentes rutas de beneficio para el mineral, necesidad de instalar silos de finos y gruesos de acuerdo a la configuración de planta.

Las averías de equipos pueden causar grandes problemas para cumplir con la producción, esta situación pone en riesgo la producción. Es necesario tener un “stock” de mineral en caso que se presente una avería de algún equipo aguas arriba del proceso. Esto se puede evitar con pilas de almacenamiento “stockpiles”, tolvas y tanques que cumplen con el almacenamiento del mineral y permiten cumplir con operaciones de dilución de la pulpa, deshidratar, mezclar o acondicionar el mineral.

En la trituradora primaria una falla puede parar todo el circuito de trituración y molienda. Los molinos regularmente son alimentados por una instalación de almacenamiento para garantizar una operación continua y en algunos casos se requieren tanques para el almacenamiento de la pulpa que permite que el circuito de flotación opere de manera continua (Hays y Scott, 1985).

### 3.13.1. CARACTERÍSTICAS DE LOS SÓLIDOS A GRANEL

El término de sólidos a granel se utiliza como una expresión general que abarca polvos y materiales granulados que deben manipularse o almacenarse en todas las industrias. En los sistemas de almacenamiento y transporte es importante conocer las propiedades físicas y químicas del material, para realizar un correcto manejo del material y tener un correcto diseño, es importante considerar las características del mineral que pueden afectar el medio ambiente si el material está expuesto.

La clasificación de los materiales está dada por la Asociación de Fabricantes de Equipos de Transporte (CEMA) para conservar un estándar de las características para el manejo de materiales la Norma ANSI/CEMA 550-R 2009 otorga un código de clasificación para cada material para el diseño de stockpiles, contenedores, silos, tolvas y equipos para el transporte y manejo de materiales. Esta clasificación considera las siguientes características:

- Abrasividad
- Ángulo de fricción externa
- Ángulo de fricción interna
- Ángulo de inclinación máximo
- Ángulo de reposos
- Ángulo de deslizamiento
- Ángulo de carga
- Densidad aparente
- Cohesión
- Temperatura máxima
- Fluidez del material
- Gravedad específica
- Contenido de humedad
- Dureza
- Granulometría del material
- Contenido de arcillas.

Además de algunas características que pueden causar cambios en la operación o presentan un peligro para la operación:

- Transporte del material ante aireación
- Comportamiento plástico
- Posibilidad de acumulación y endurecimiento
- Corrosión
- Capacidad de generar estática
- Disgregación de las partículas
- Deterioro al mantenerse almacenado (descomposición)
- Capacidad de producir polvos
- Explosividad
- Inflamabilidad
- Sustancias nocivas como polvo, gases y humos
- Hidroscopia del material
- Presencia de material basura y aglomerados

- Aceites o grasas presentes
- Forma de la partícula
- Adherencia de las partículas
- Características bajo presión
- Contaminantes
- Porosidad del material.

Es importante definir algunas características:

**Ángulo de reposo:** Es el ángulo que forma la superficie de un material apilado respecto a la horizontal.

**Ángulo de carga:** Se refiere al ángulo que el material forma respecto a la horizontal mientras que el material está en reposo cuando este se encuentra sobre una banda transportadora en movimiento. Este ángulo va de 5 a 15 grados menor que el ángulo de reposo en algunos casos puede ser hasta de 20 grados.

La fluidez de un material está determinada por características como el tamaño, forma de la partícula, contenido de finos, aglomerados, rugosidad de la superficie del material, peso del material, presencia de polvos, contenido de arcillas, abrasividad, corrosión y contenido de humedad. De esta manera la fluidez de un material se mide a partir de su ángulo de reposo y ángulo de carga determinando la sección transversal de la carga de material que puede transportarse sin derramarse una vez que se encuentra sobre la banda transportadora.

Una vez establecido esto en la Tabla 3.13-1 se muestra la clasificación realizada por CEMA en el año del 2002. En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y Almacenamiento – Material 1](#) se muestra la información sobre características de diferentes materiales y su código de clasificación. Los datos de estas tablas deben tomarse como valores promedios porque pueden cambiar mediante diferentes condiciones como la humedad. Es por eso que resulta importante tomar solo como referencia de comparación estas tablas, después de realizar diversas pruebas de laboratorio.

**Tabla 3. 13- 1**  
Clasificación Norma ANSI/CEMA 550-R 2009 de CEMA

	<b>Características del material</b>	<b>Código</b>
<b>Tamaño</b>	Muy fino - menor a 100 mallas	<b>A</b>
	Fino - menor a 1/8 de pulgada	<b>B</b>
	Granular - menor a 1/2 de pulgada	<b>C</b>
	Grumoso - contiene aglomerados mayores a 1/2 pulgada	<b>D</b>
	Irregular: fibroso, arcilloso etc.	<b>E</b>
<b>Ángulo de reposo</b>	Flujo alto: ángulo de reposos menor a 19°	<b>1</b>
	Flujo libre: ángulo de reposo de 20° a 29°	<b>2</b>
	Flujo promedio: ángulo de reposo de 30° a 39°	<b>3</b>
	Flujo lento: ángulo de reposo de 40° o mas	<b>4</b>
<b>Abrasividad</b>	No abrasivo	<b>5</b>
	Abrasivo	<b>6</b>
	Muy abrasivo	<b>7</b>
	Extremadamente abrasivo ( Afilado)	<b>8</b>
<b>Propiedades diversas o peligrosas</b>	Acumulación o endurecimiento	<b>F</b>
	Deteriore al mantener almacenado	<b>G</b>
	Inflamable	<b>H</b>
	Comportamiento plástico	<b>J</b>
	Polvoriento	<b>K</b>
	Fácil transporte ante aireación	<b>L</b>
	Elementos explosivos	<b>M</b>
	Presencia de arcillas	<b>N</b>
	Contaminantes	<b>P</b>
	Elementos que reducen su valor	<b>Q</b>
	Sustancias nocivas polvos, humos y gases	<b>W</b>
	Altamente corrosivo	<b>S</b>
	Ligeramente corrosivos	<b>T</b>
	Material hidroscoptico	<b>U</b>
	Aglomerados	<b>V</b>
	Aceites o grasas presentes	<b>W</b>
	Se empaquetan bajo presión	<b>X</b>
	Muy liviano/poroso	<b>Y</b>
	Temperatura Elevadas	<b>Z</b>

Adaptado de CEMA (2002).

### 3.13.2 ALMACENAMIENTO DE MINERALES

El almacenamiento de minerales es una operación continua; el tipo y ubicación de la instalación de almacenamiento depende del sistema de alimentación. La cantidad del tonelaje que ahí se almacenará dependerá de la capacidad instalada en el proceso, producción de la planta y disponibilidad de los equipos.

El objetivo del almacenamiento de minerales es proporcionar una capacidad de almacenamiento eficiente para: (1) una reserva adecuada de mineral para la planta de beneficio; (2) una reserva adecuada de mineral para permitir una producción diferente a la relación de alimentación; (3) una reserva de mineral adecuada en casos que se interrumpa la operación; (4) permitir la mezcla de minerales de diferente ley, tamaño o competencia; (5) evitar una sobre alimentación de mineral en diferentes puntos del proceso; (6) recolectar y distribuir el material; (7) almacenar material antes del paro de mantenimiento; (8) mantener el nivel de los lotes para garantizar un proceso continuo y (9) almacenar productos terminados para satisfacer la demanda del mercado (Matthews et al., 1985; Holden et al., 2019).

Las instalaciones de almacenamiento utilizados en el procesamiento de minerales se pueden dividir en abiertos o cubiertos dentro de los cuales se encuentran silos, tolvas, tanques y stockpiles. Cuando el material a almacenar tiene un gran tonelaje se utilizan stockpiles que pueden ser cubiertos o abiertos al medio ambiente que proporciona un almacenamiento económico a gran escala. Cuando se emplean tolvas cambiando su tamaño y forma se pueden almacenar diferentes tonelajes, la forma de la tolva pueden ser cónicas, rectangulares, triangulares y trapezoidales esto depende del material almacenado y forma de extracción. Dependiendo de su capacidad, características del material y operación de los contenedores o tolvas pueden ser construidos de mampostería, concreto, madera, acero o materiales sintéticos (Holden et al., 2019).

Matthews et al. (1985) indican que el primer paso para el diseño de las instalaciones de almacenamiento se debe definir el objetivo del almacenamiento, capacidad requerida, velocidad de extracción y equipo requerido para el correcto manejo del mineral.

Holden et al. (2019) las consideraciones generales que influyen en la selección de las instalaciones de almacenamiento son:

- Clasificación del material ANSI/CEMA 550-R2009
- Composición química
- Propósito del almacenamiento
- Requerimientos de la carga viva
- Limite del almacenamiento muerto
- Velocidad de alimentación, incluido la alimentación o caudal de diseño
- Velocidad de salida y demanda del proceso aguas abajo
- Ubicación de la instalación
- Requisito de espacio para la construcción
- Topografía
- Manejo del material en la alimentación y descarga.

Las características del material que influyen en la elección de la instalación de almacenamiento son:

- Densidad aparente
- Gravedad específica
- Porosidad
- Permeabilidad
- Capacidad de transmitir agua
- Solubilidad
- Consolidación
- Existencia de posibles contaminantes.

La gravedad específica y tamaño de la partícula determinan la extensión a la cual se transporta el material debido al viento. Los casos en los cuales se recomiendan que el almacenamiento sea protegido son los siguientes:

- Cuando se trata de materiales ligeros con una baja densidad aparente que facilita su transporte por el viento.
- Las partículas de alta porosidad tienden a almacenar y retener la humedad, bajo climas fríos esto puede provocar su degradación.
- Cuando en la operación resulta importante tener un control en el contenido de humedad es fundamental proteger el material.
- Para evita la aglomeración entre partículas o el material es solubles, se debe de prestar atención en el contenido de humedad.
- Cuando es importante evitar la contaminación del material o su dilución.

En sitios donde el aire puede causar que el material se transportarse y se pueda poner entre dicho problemas ambientales y de salud con zonas aledañas, molestias a los trabajadores, contaminación a productores de la región se requiere controlar este riesgo con una protección de la instalación de almacenamiento.

### 3.13.2.1 PATRONES DE FLUJO

Colijn (2002) menciona que la teoría de flujos de sólidos granulares es diferente al flujo de fluidos porque el concepto de viscosidad no es aplicable. Las propiedades de los sólidos y líquido difieren completamente. Las principales diferencias son:

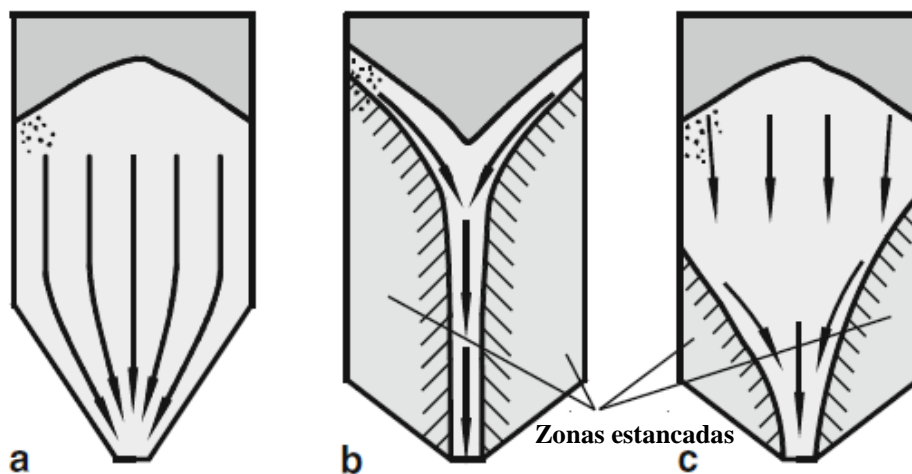
1. Los sólidos transfieren esfuerzos de corte en condiciones estáticas, mientras que los líquidos no.
2. Los sólidos cuando se descargan de una fuente puntual y se deja apilar sin ninguna perturbación forman una pila hasta un ángulo constante (ángulo de reposo).

3. La mayoría de los sólidos, cuando se consolidan mantienen una resistencia cohesiva y mantienen su forma bajo condiciones de presión.
4. Los esfuerzos de corte que ocurren en los sólidos que fluyen son independientes de la velocidad de corte y dependen de la presión que actúa en el sólido. En un líquido la situación se invierte; los esfuerzos dependen de la velocidad y son independientes de la presión.

Algunos autores mencionan que la fluidez de un material es importante que se establezca una medida de la resistencia al corte. Cuanto menor sea la resistencia a la fuerza de corte interna dentro del material mejor será el flujo.

La fluidez es considerada como una propiedad de los materiales a granel, mide la capacidad del material para fluir desde un contenedor sometidas a la fuerza de gravedad. Algunos de los factores que afectan al movimiento del material son el tamaño de las partículas, forma de las partículas, dureza, abrasividad, gravedad específica, contenido de humedad, humedad relativa, grado de compactación, tiempo de almacenamiento, contenido de cenizas o arcillas, densidad aparente, grado de corrosión, higroscopia, ángulo interno de fricción y ángulo efectivo de fricción.

Cuando se habla de una operación exitosa de almacenamiento se logra cuando se tiene un flujo uniforme del material en su extracción. El flujo del material en las instalaciones de almacenamiento puede tener un patrón de flujo en embudo, en masa y expandidos, ver Figura 3.13-1 (Matthews et al., 1985).



**Figura 3. 13- 1** Patrones de flujo en tolvas. Adaptado de Merkus y Meesters (2016).

- a) Flujo en masa. Todo el material fluye hacia la descarga a medida que el material se extrae, en este flujo cada partícula de sólidos en el silo se mueve siempre que se abre la salida.



- b) Flujo en embudo. El material fluye a través de un canal que se extiende desde la parte superior hasta la descarga.
- c) Flujo expandido. El tamaño del canal del flujo se expande en la descarga formando un cono, en este flujo las zonas estancadas pueden ser asimétricas provocando cargas irregulares en la pared del sitio.

Estos tres patrones se producen en las instalaciones de almacenamiento; los stockpile el material fluyen en embudo y en flujo expandidos. El flujo por gravedad de lo sólidos se produce por la formación continua y colapso de arcos de material sobre el canal de flujo, es importante determinar las dimensiones correctas de la descarga para evitar obstrucciones durante el flujo por la compactación del material.

### 3.13.2.2 DISEÑO DE STOCKPILES

Matthews et al. (1985) definen a un stockpile como el almacenamiento de material a granel en pilas desde un suelo. El tamaño de la pila depende de su propósito y requisitos del proceso. La forma depende de los requisitos de capacidad, características del material, objetivo y espacio disponible.

Un stockpile se requiere para asegurar una alimentación uniforme a los procesos continuos, por ejemplo, la descarga intermitente de camiones en una trituradora giratoria no proporciona un flujo adecuado de material para la alimentación de la línea de molienda por lo tanto es necesario un stockpile (Miller, 1940).

Los beneficios de mantener una alimentación uniforme incluyen una producción máxima, disminución de los costos de energía eléctrica por tonelada procesada, menores costos de mantenimiento por tonelada debido al desgaste de los revestimientos, eliminación de cambios en las variables de operación por cambios en el flujo del mineral, reducción del tiempo de inactividad y reducción de la fuerza de trabajo debido a la oportunidad de automatización del proceso.

Los factores que deben considerarse cuando se decide la instalación de un stockpile son: (a) características del material a almacenar, (b) cantidad que se almacenara, (c) altura de la pila, (d) tiempo de almacenamiento, (e) velocidad de alimentación y descarga y (f) influencia del clima sobre el material (Millard, 1959).

Para establecer la cantidad de almacenamiento, se debe de comparar el flujo de descarga y la alimentación del proceso anterior. Se debe de considerar la disponibilidad del equipo que alimenta el stockpile. Este tipo de almacenamiento cumple con diferentes objetivos además de entregar una alimentación uniforme:

1. Permite desacoplar etapas del proceso sucesivas; esto permite que cada operación funciones de manera eficiente. Por ejemplo, en una planta que opere con tres turnos, los dos primeros turnos pueden operar a una alta producción y el tercero con una producción media. El stockpile y el sistema de transporte permiten distribuir el mineral y controlar el mineral que se alimenta al molino. Un segundo ejemplo del desacoplamiento de los procesos permite realizar el mantenimiento correctivo o preventivo de los equipos que alimenta al stockpile permitiendo que el molino opere sin tener alguna interrupción.

2. Mezcla de materias. Cuando se descarga el material, los finos permanecen en el centro mientras que los gruesos se ruedan a los extremos de la pila de material. Mediante la correcta configuración de los alimentadores se pueden alimentar finos y gruesos o diferentes materiales mediante la configuración del sistema de transporte.

### **Selección del sitio.**

La superficie seleccionada debe de cumplir con ser un sitio con un suelo firme, estar elevado para no estar sujeto a inundaciones y contar con una correcta pendiente para drenar el agua lejos del stockpile. Si el sitio no cumple con un drenaje natural, se debe de proporcionar un sistema de drenaje a lo largo del perímetro del stockpile (Matthews et al., 1985; Holden et al., 2019).

La selección del sitio va un poco más allá que lo mencionado por Matthews et al. (1985) y Holden et al. (2019). De acuerdo con Hawley y Cuning (2017) indican que los terreros y stockpiles llegan a ser en términos de volumen y masa, algunas de las estructuras artificiales más grandes de un proyecto minero, su huella está presente en una gran extensión de área. Es importante caracterizar el sitio obteniendo su modelo geológico, hidrológico, hidrogeológico, geoquímico y geotécnico.

Por lo tanto, los stockpile y los terreros se pueden clasificar de acuerdo a su propósito el cual puede ser un contenedor permanente o almacenamiento temporal de material y en función del material utilizado para su construcción (por ejemplo, terreros de roca encajonante, tierra, mineral marginal, material mixto; stockpiles de mineral, tierra vegetal y suelo residual). El diseño y selección del sitio para el stockpile se deben de considerar factores que pueden cambiar a lo largo de la operación siempre respetando restricciones físicas impuestas por el sitio, económicas, geotécnicas, sociales y ambientales.

Hawley y Cuning (2017) indican que el diseño debe tener la factibilidad que durante la operación se pueda ajustar a cambios en el plan de minado y adaptarse a las demandas de la planta de beneficio. La selección del sitio es el comienzo de la fase de diseño conceptual, los factores claves para la selección del sitio son:

- Factores regulatorios y social
- Factores relacionados con la operación de mina
- Factores de terreno y geología
- Factores ambientales
- Factores geotécnicos
- Atributos de la calidad material
- Planes para el cierre.

Los aspectos regulatorios y sociales se deben de cumplir con la garantía que se puedan obtener las aprobaciones y permisos requeridos. Los factores regulatorios y sociales que deben de considerarse en el proceso de selección del sitio incluyen:

- Requisitos obligatorios para la operación del stockpile
- Normas regulatorias
- Cambio de uso de suelo
- Reubicación de poblados
- Reglamentación para el uso de agua y estudio del impacto visual.

Los factores relacionados con la operación de la mina que se deben de contemplar en la selección del sitio son:

- Distancia de transporte y tiempo del ciclo
- Acceso
- Método de explotación
- Medios de transporte
- Equipos disponibles
- Capacidad del sitio
- Ley del mineral que se almacenara
- Usos alternativos (lixiviación en montones).

Los factores del terreno y geología incluyen:

- Topografía del sitio
- Geomorfología
- Geología del terreno y características del suelo.

Los factores ambientales son claves para el proceso de selección del sitio estas son:

- Clima
- Vegetación
- Fauna
- Hidrología e hidrogeología
- Calidad del agua
- Dispersión de polvos.

Los factores geotécnicos incluyen aquellos aspectos del sitio que afectan la competencia del sitio y estabilidad de la pila de material.

- Pendiente de la pila
- Forma del stockpile
- Altura del stockpile
- Propiedades mecánicas del sitio
- Geología estructural del sitio
- Condiciones del agua subterránea
- Sismicidad de la región.

Hawley y Cuning (2017) mencionan que dentro de los factores geotécnicos se encuentra la caracterización del suelo los cuales se basan en:

- El perfil del suelo, profundidad hasta la roca madre, estratigrafía de la roca madre, localización del nivel freático.
- Condiciones del suelo in situ (densidad y contenido de humedad in situ).
- Presencia y distribución de suelos arcillosos, permafrost, suelos residuales, turba, suelos pantanosos y suelos susceptibles a licuefacción.
- Clasificación del suelo (propiedad índice, distribución de tamaño de las partículas).
- Caracterización de las rocas (geología y clasificación del macizo rocoso).

- Estructuras de la roca madre (juntas, fallas, contactos o presencia de algún cuerpo intrusivo).
- Presencia de posibles planos de debilidad en suelo o en la roca madre.
- Resistencia al corte, conductividad hidráulica, resistencia a la compresión, degradación por proceso de meteorización del suelo y la roca madre.

Los factores de la calidad del material hacen referencia a la capacidad del sitio para almacenar el material con poca competencia o materiales que puedan ser químicamente reactivos bajo ciertas condiciones, los atributos a considerar son:

- Ley del mineral
- Resistencia
- Cambios que puede sufrir el material durante su almacenamiento
- Estabilidad química del material almacenado.

Desde un inicio se debe de mantener una mentalidad de cierre. Para comparar sitios alternativos desde una perspectiva de cierre pueda ayudar a determinar el sitio ideal contemplando los requisitos que se proyectan. Los factores a considerar en la selección del sitio desde una perspectiva del cierre son:

- Necesidad de un muro de contención para otorgar estabilidad a la pila.
- Condiciones para la restauración del sitio.
- Trabajos para la revegetación.
- Gestión de la calidad del agua.

Otros aspectos importantes es que el pie de la pila debe ser accesible para equipos móviles con fines de mantenimiento, eliminar la carga muerta y rotar los gruesos hasta el pie del stockpile. Es importante que las edificaciones de la planta o administrativos se encuentren a una distancia segura de la pila. Esta distancia está determinada por el ángulo mínimo de reposo; de lo contrario se debe de construir muros de contención adecuados para evitar daños a las estructuras ante un derrumbe de la pila. En caso que la extracción del material requiera del desarrollo de túneles, estos deben de estar adecuadamente iluminados y contar con sistema de drenaje es decir cárcamos, acequias y bombas. Antes que se deposite el material, el área debe ser compacta y preparar el terreno de acuerdo a lo estudios de mecánica de suelos para lograr la permeabilidad deseada, también debe estar libres de escombros y se deberá retirar la capa vegetal para ser resguardada (Matthews et al., 1985; Holden et al., 2019).

### **Capacidad.**

El volumen del stockpile está en función de la velocidad del flujo másico que demanda la planta, el periodo de retención del material y el periodo de operación. El tamaño de la pila se basa en el volumen de almacenamiento requerido para cubrir las interrupciones del circuito, el método de apilamiento y el método mediante el cual se extrae el material. La producción con la cual debe de cumplir la planta de beneficio y la demanda de metal se debe de determinar con la mayor precisión para obtener un factor de seguridad entre la cantidad de material que se procesara y la que se almacenara.

La altura máxima del stockpile está limitada por el equipo de descarga y el equipo de extracción, las características mecánicas del suelo, altura de la estructura de apilamiento, el ángulo de reposo del material y la necesidad de garantizar la seguridad de los trabajadores.

El sistema que alimenta al stockpile puede ser móvil en línea recta o radial para permitir una mayor capacidad sobre un área mayor modificando la forma general del stockpile extendiéndola, otra opción es alimentar el material desde diferentes bandas transportadoras bajo el mismo principio de extender el stockpile sobre un área.

Los stockpiles se pueden clasificar en tres categorías basadas en su geometría como cónicos, alargados y radiales. Una vez que se conoce la capacidad mínima de almacenamiento que asegura la producción máxima del molino se puede definir la forma y dimensiones de la pila que garantice dicha capacidad (Packard, 1964; Miller, 1979).

**Stockpiles cónicos.** Son comunes para el mineral directo de mina y para el almacenamiento del producto de la trituradora primaria. El stockpile cónico se forma al descargar material por gravedad desde un punto fijo y su máximo volumen de almacenamiento está dado por la altura máxima de la pila y el ángulo reposo del material. El tonelaje de almacenamiento varía de acuerdo a su arreglo (Cabrejos, 2001).

El volumen de una pila cónica y la capacidad está dado por:

$$V_{cono} = \frac{1}{3} (\pi)(r)^2(h); \quad \frac{h}{r} = \tan(A) \quad (3.13.1)$$

$$\frac{\pi(r)^3(\tan(A))(\rho)}{3} \text{ [toneladas métricas]} \quad (3.13.2)$$

Donde:

$r$ : Radio de la base del stockpile cónico, metros y  $h$ : Altura del stockpile, metros

$A$ : Ángulo de reposo del mineral, ver Figura 3.13-2.

$\rho$ : Densidad del mineral,  $t/m^3$

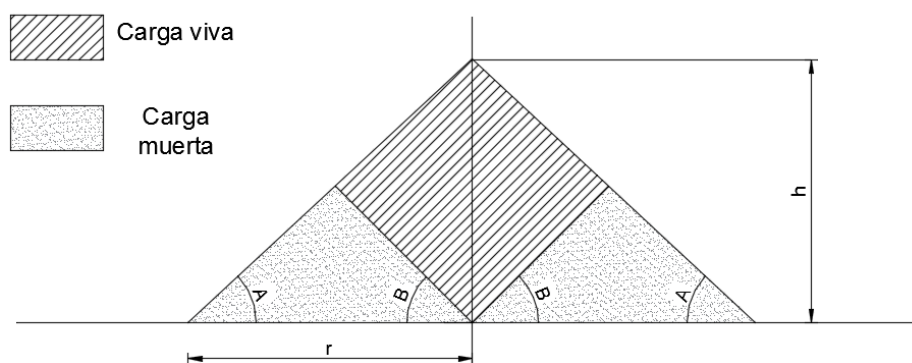
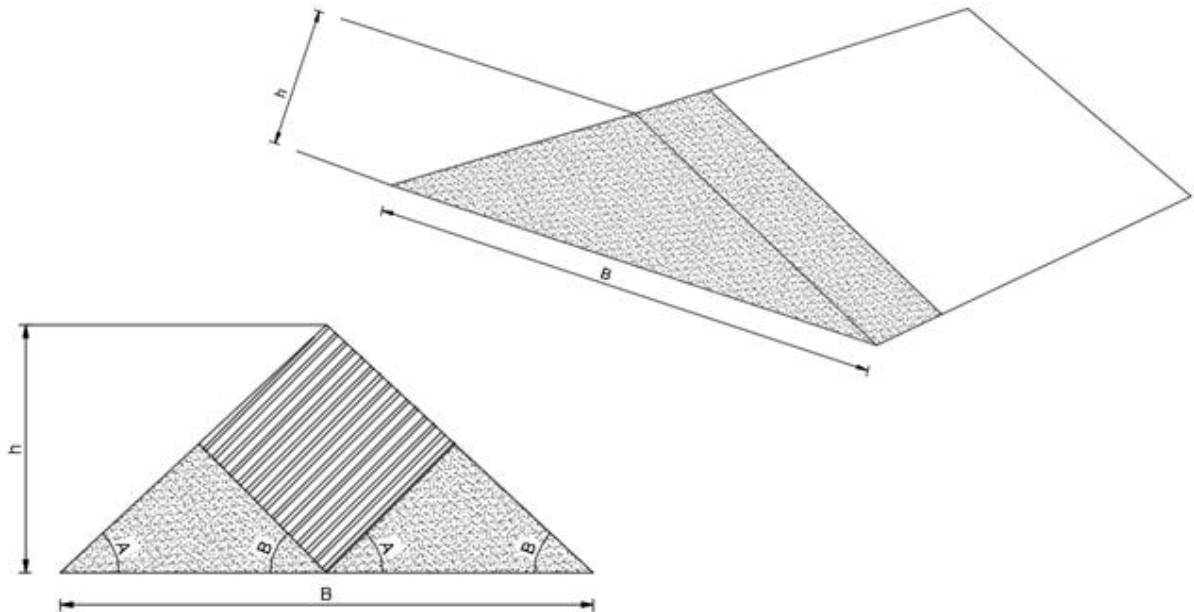


Figura 3. 13- 2 Corte transversal de un stockpile cónico. Adaptado de Packard (1964).

Es importante tener en cuenta que el volumen del stockpile cónico varía directamente con su radio. Esto significa que la capacidad crece rápidamente a medida que la altura aumenta. Al aumentar la altura del stockpile existente en un 26 % se duplica la capacidad (Miller, 1940).

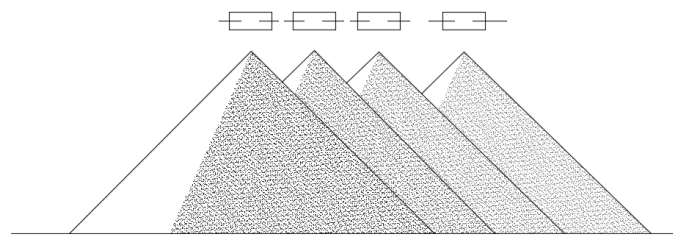
Una desventaja de los stockpile cónicos es que requiere grandes capacidades de almacenamiento para lograr una pila cónica, por lo tanto, es necesario tener equipos de transporte aptos para esta operación. Es crucial que la carga muerta sea removida al área de la carga viva para tener una descarga mixta. La ventaja de una pila cónica es que ocupa un área pequeña en relación con el volumen almacenado.

**Stockpiles alargados.** Se forman al descargar el material por gravedad mediante una banda móvil, reversible o mediante el apilado de un equipo de carga paralelos a la pila. En estos casos, el volumen máximo de almacenamiento depende de la altura máxima de la pila, el ángulo de reposos del material y su longitud entre los extremos de la pila (Ver Figura 3.13-3). Este tipo de pila alargada son las formas más comunes en instalaciones donde se requiere una alta capacidad llegando a almacenar 40,000 - 100,000 toneladas métricas (Packard, 1964; Cabrejos, 2001).



**Figura 3. 13- 3** Esquema de un stockpile alargado. Adaptado de Packard (1964).

Cuando se utiliza una banda transportadora para el apilamiento esta recibe el nombre de línea troncal en una posición elevada. El diseño de estos stockpiles la relación entre la carga viva y carga muerta es baja. Otra forma de construcción es con la descarga de varios puntos fijos para la alimentación creando una serie de conos donde la ubicación de los alimentadores en la extracción permitirá mezclar diferentes granulometrías (Figura 3.14-4).



**Figura 3. 13- 4** Línea troncal de un stockpile. Adaptado de Weiss (1985).

La capacidad de almacenamiento se determina considerando la pila como dos volúmenes separados. Los extremos que forman una sola pila cónica y la sección central de la pila alargada. El volumen total está dado por la suma de una pila cónica y una pila en forma prismática:

$$V_{pila\ alargada} = \left( \frac{1}{2} BhL + \frac{1}{12} \pi B^2 h \right); \quad \frac{h}{B} = \frac{1}{2} (\tan(A)) \quad (3.13.3)$$

Por lo tanto, la capacidad teórica de un stockpile alargado está dada por:

$$\left( \frac{1}{4}(B^2L)(\tan(A)) + \frac{1}{24}(\pi B^3(\tan(A))) \right) (\rho) \text{ [toneladas métricas]} \quad (3.13.4)$$

Donde:

$B$  y  $h$ : Base de pila prismática y altura del stockpile en metros respectivamente.

$A$  y  $L$ : Ángulo de reposo del mineral y longitud de pila prismática, en metros.

$\rho$ : Densidad del mineral,  $t/m^3$ .

En la practica la sección transversal de la pila alargada rara vez es homogénea, lo que hace que la capacidad calculada y el área de la carga viva no sean ideales como las de la Figura 3.13-4, el volumen de la pila para una mayor exactitud debe calcularse mediante perfiles o mediante la medición utilizando fotogrametría o escáner láser (Holden et al., 2019).

Miller (1979) menciona que las ventajas de una stockpile alargado es su flexibilidad para ajustarse a las necesidades de planta y se pueden construirse para grandes tonelajes sin tener una gran altura. La principal desventaja es la extensión de área que ocupa y el equipo que se requiere para su construcción. Durante el diseño se debe de considerar que la presión que ejerce una pila alargada sobre el terreno es menor que el de una pila cónica hablando de su capacidad equivalente.

**Stockpiles radiales o arco.** Coloquialmente llamado como stockpile en forma de riñón es una variante de las pilas alargadas (ver, Figura 3.13-5). Para apilar el material se requiere de una banda transportadora apoyada en una estructura que le permita un movimiento radial de la unidad tomando como pivote uno de los extremos para formar una pila de material en forma de arco aproximado de 180°. Este apilamiento proporciona almacenar un tonelaje alto en un área donde por cuestiones de espacio no se puede desarrollar un stockpile alargado.

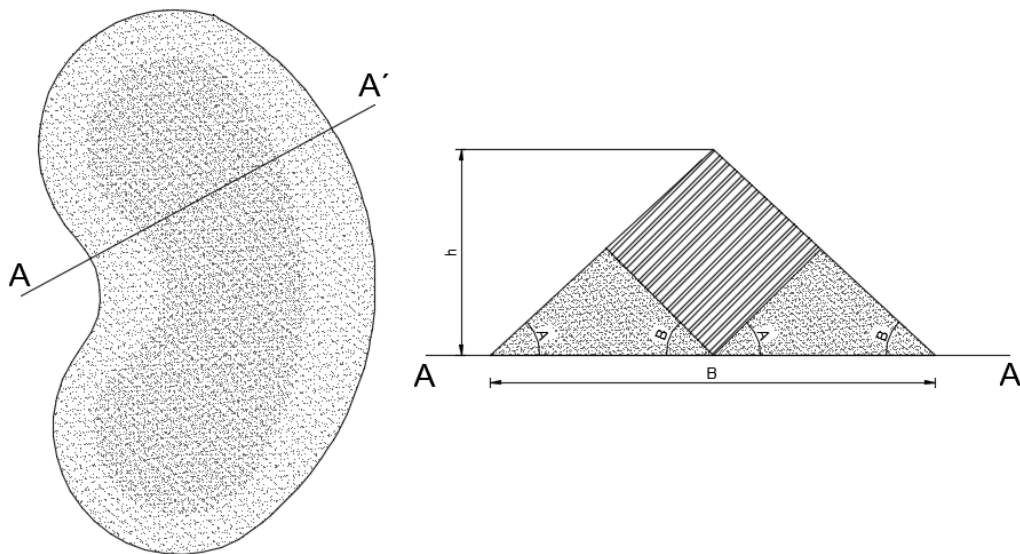


Figura 3. 13- 5 Esquema de un stockpile radial. Adaptado de Packard (1964).

Un apilador radial con un giro de 60° proporcionar tres veces la capacidad de un stockpile cónico con la misma altura, una de las ventajas que se tiene en este diseño es su mayor capacidad solo al aumentar el giro del apilador llegando a alcanzar 300°.

Una pila radial resulta eficiente es el uso del suelo porque el espacio requerido es casi la de un terreno con un área cuadrada, eliminando la necesidad de utilizar un área alargada. La mezcla de material se logra mediante la disposición del apilador radial programando su trayectoria y velocidad, creando una pila con diversas capas de material y con la ubicación adecuada de los alimentadores se logra una alimentación homogénea para el molino. El volumen de almacenamiento está dado por el volumen de los extremos cónicos y el volumen de la longitud de arco, ver Figura 3.13-6.

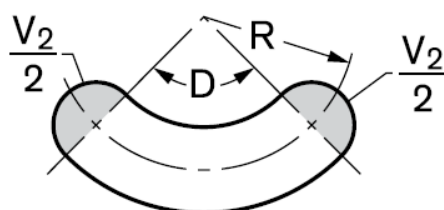


Figura 3. 13- 6 Geometría de un stockpile radial. Adaptado de Telsmith (2011).

La capacidad está dada por:

$$V_1 = \left(\frac{1}{2} B h\right) (1) \quad (3.13.5)$$

$$S = \frac{2(\pi)(R)}{360^\circ} (D) \quad (3.13.6)$$

$$V_2 = \frac{1}{12} \pi B^2 h \quad (3.13.7)$$

Donde:

$B$ : Base de sección transversal del arco, metros.

$h$ : Altura del stockpile, metros.

$R$ : Radio del arco, metros

$V_1$ : Volumen del arco en 1 metro.

$S$ : Longitud de arco, metros.

$D$ : Ángulo de giro del apilador.

$V_2$ : Volumen de los extremos cónicos.

De esta forma el volumen total de la pila radial está dada por:

$$V_{radial} = (V_1 \times S) + V_2 \quad (3.13.8)$$

La capacidad teórica de un stockpile radial está dada por:

$$\left( \frac{1}{4} (B^2 S) (\tan(A)) + \frac{1}{24} (\pi B^3 (\tan(A))) \right) (\rho) \text{ [toneladas métricas]} \quad (3.13.9)$$



Donde:

$B$ : Base de pila prismática, metros.

$S$ : Longitud de arco, metros.

$\rho$ : Densidad del mineral,  $t/m^3$ .

Las ventajas de este diseño es la descarga que puede suministrarse en diferentes alimentadores, con la velocidad de la banda transportadora se proporciona una carga viva cuando se requiera a lo largo del arco. Al apilador radial se le puede colocar una pluma fija o una pluma que sube o baje para minimizar la generación de polvos. Las desventajas de este diseño es la inversión que se requiere para un apilador radial y para el sistema de extracción se requieren diversos alimentadores sobre el arco de la pila.

Para la construcción de este tipo de stockpiles se emplean bandas transportadoras que forman parte integral de los apiladores fijos y radiales, además de equipos de superficie. Los equipos de superficie incluyen equipos de carga como retro excavadoras, dragalinas, palas y grúas, además de cargadores frontales, bulldozers, camiones y tractores-scrapers.

Al seleccionar un tipo de stockpile es importante considerar cuales son los equipos necesarios para la colocación del material, además del sistema de extracción a utilizar. En el [Apéndice B -XVI](#) se muestran los métodos de colocación de pilas de material, la combinación de equipos para la construcción de cada tipo de stockpile, métodos de protección y de extracción recomendados para el tipo de stockpile son propuestos por Matthews et al., 1985.

Al comparar los diferentes tipos de stockpiles, siempre se debe considerar los costos de inversión y operativos, determinar la carga viva y carga muerta, el sistema de extracción, método de colocación del material, además de las medidas de control requeridas para evitar daños al ambiente antes de decidir el diseño.

### **Carga viva.**

En el capítulo anterior se discutió el cálculo de la capacidad total, solo si la extracción o recuperación de material se realiza con un cargador frontal, una excavadora o pala esta capacidad calculada resulta efectiva. La capacidad total de almacenamiento es requerida para el diseño y la planificación de la planta de beneficio.

El uso de equipos de carga resulta eficiente cuando no se trata un gran tonelaje para una recuperación completa, cuando se utilizan bandas transportadoras solo se trabaja con la carga viva del almacenamiento total; es decir la porción de la pila que fluye hacia los alimentadores en los túneles de recuperación únicamente por gravedad sin que la pila quede inerte sin requerir ningún equipo de recuperación externo, la porción de material fuera de esta región recibe el nombre de carga muerta. Bajo esta consideración solo en los alimentadores se tiene líneas de salidas (Miller, 1979).

Cada tipo de stockpile debe ser evaluado individualmente para conocer la carga viva, en los stockpile alargados la carga viva representa el 25 al 30% de la capacidad total, suponiendo que se tiene varias zonas de extracción. El volumen de la carga viva de una pila cónica se evalúa como fluye el material cuando se extrae, cuando el material fluye siempre que el ángulo de extracción (ángulo del embudo) sea más pronunciado el ángulo del reposo. Por lo regular el ángulo de extracción es  $10^\circ$  más pronunciado que el ángulo de reposo, este ángulo varía dependiendo de la granulometría del material y humedad (Miller, 1940).

El volumen de la carga viva se calcula conociendo los ángulos de extracción del materia, el cual es igual al ángulo de fricción interna del material. (Holden et al., 2019). La carga viva de una pila cónica está dada por:

$$\frac{\tan^2(A)}{(\tan(A) + \tan(B))^2} \quad (3.13.10)$$

Donde  $A$  es el ángulo de reposo y  $B$  es el ángulo de extracción.

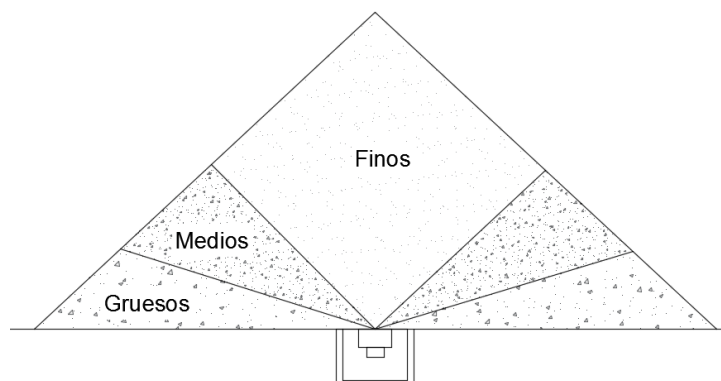
Miller (1979) indica que en un stockpile cónico con un material cuyo ángulo es de  $38^\circ$  y su ángulo de extracción es de  $48^\circ$  cuando se tiene una sola descarga el volumen de la carga viva representa el 17 % del volumen total, cuando se tienen dos salidas la carga viva representa el 24.9 % y con tres salidas la carga viva es de 26.5 % del volumen total, como se puede observar ángulo extracción y el número de salidas tienen un gran impacto en el volumen de la carga viva. El pequeño aumento del volumen de carga viva entre dos y tres salidas puede que no justifique la instalación del tercer alimentador, la extensión del túnel y la instalación de la banda transportadora.

El arreglo de dos salidas es la más utilizada en los stockpile cónicos porque proporciona una mayor carga viva y proporciona un alimentador de respaldo. El arreglo de tres salidas es utilizado cuando se requiere un respaldo adicional o cuando se requiere una mezcla del material durante la extracción.

### Fenómeno de segregación.

Cuando se depositan materiales con una amplia distribución de tamaños de partículas ocurre en los stockpiles un fenómeno de segregación donde las partículas finas tienden a concentrarse directamente bajo el punto de extracción mientras que las partículas gruesas tienden a rodar hacia la periferia de la pila (Cabrejos, 2001).

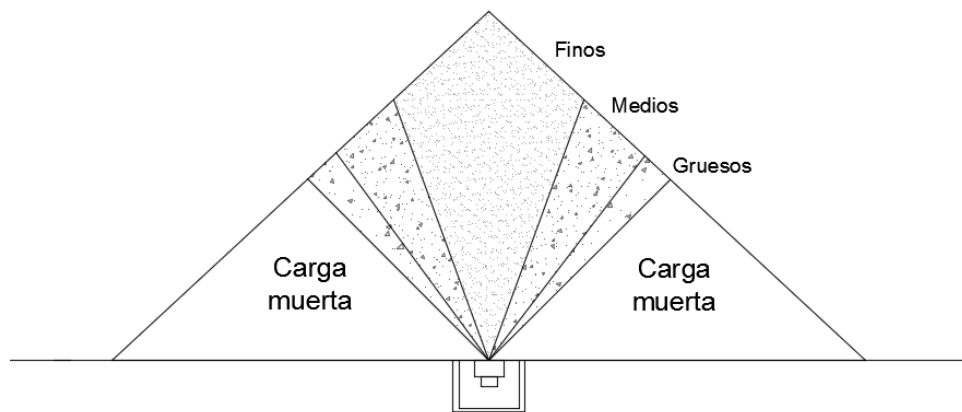
Esto se debe a que las partículas finas cuya masa es pequeña caen y se transporta horizontalmente desplazándose pequeñas distancias concentrándose en el centro, mientras que los gruesos caen y ruedan sobre las superficies inclinadas dirigiéndose hacia la periferia desplazándose hacia abajo. Factores como el viento, agua y gravedad específica del material puede cambiar la disposición del material, en la Figura 3.13-7 se muestra la segregación por gravedad de una pila cónica con un único punto de recuperación. (Matthews et al., 1985; Holden et al., 2019).



**Figura 3. 13- 7** Segregación de una pila cónica con un punto de recuperación. Adaptado de Weiss (1985).

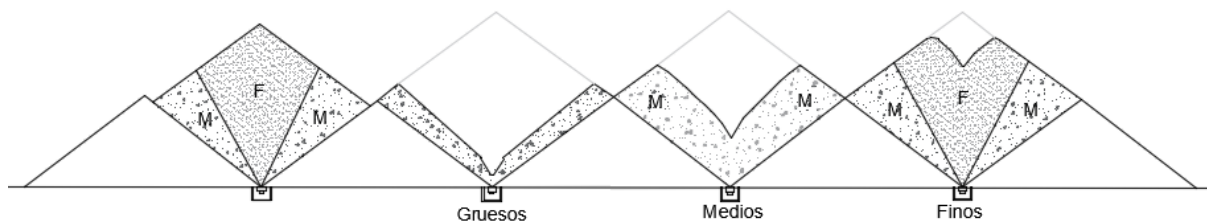
Cuando el material se extrae de una pila de material, se tiene una distribución de tamaños muy variables. De esta situación surge una gran problemática debido a que la segregación dificulta tener una alimentación homogénea al molino. El fenómeno de segregación se puede evitar construyendo la pila en capas de poca altura; es decir creando pequeños montones de material.

En la Figura 3.13-8 se muestra un modelo teórico de una pila cónica con un único punto de extracción en la parte central que muestra la distribución de tamaños probable en la región de la carga viva. En esta pila se tendría una extracción de diferentes tamaños, el primer material serían finos siendo perjudicial para la operación de un molino. (Matthews et al., 1985; Holden et al., 2019).

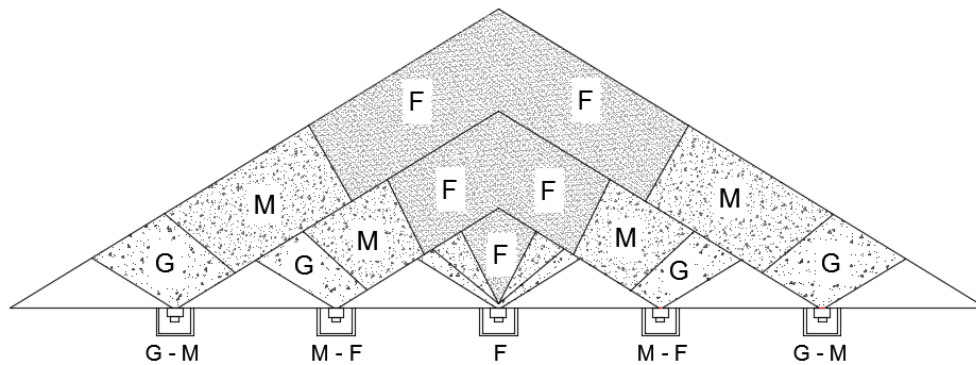


**Figura 3. 13- 8** Distribución de tamaños en la carga viva. Adaptado de Weiss (1985).

De acuerdo con Matthews et al. (1985) una forma extraer un material homogéneamente es el desarrollo de cuatro pilas cónicas, cada una con un único punto de extracción ubicado en el centro, al apilar estos conos y extraer el material en una secuencia definida se obtendrá un apilamiento para obtener finos y gruesos para enviar a planta (Figura 3.13-9). Otro procedimiento es utilizando múltiples puntos de extracción en una pila cónica en la Figura 3.13-10 se muestra la granulometría de pila utilizando este método donde se logra mezclar los diferentes tamaños de partícula.



**Figura 3. 13- 9** Segregación de stockpiles múltiples. Adaptado de Weiss (1985).



**Figura 3. 13- 10** Segregación de un stockpile con múltiples puntos de extracción. Adaptado de Weiss (1985).

### Sistemas de extracción.

Dietiker (1978) menciona que los materiales almacenados se recuperan mediante varios sistemas entre los más comunes se encuentra:

- Cargadores frontales, dragalinas, palas, bulldozer, grúas y camiones para el sistema de transporte, estos equipos operan sobre la pila tomando el material de la parte superior. Este sistema es utilizado cuando la capacidad de la pila es baja o el material no fluye por gravedad
- Recuperación mediante un sistema de túneles y un sistema de transporte por bandas el cual se componen de chutes, alimentadores que operan debajo de la reserva y extraen el material por debajo de la pila.
- Recuperación mediante una rotoexcavadoras, la rueda de cangilones recoge el material en superficie el cual es transportado por un sistema de bandas. Este sistema es utilizado para una alta capacidad.

De los sistemas antes mencionados la extracción mediante túneles es el más utilizado por la mínima mano de obra. Es práctico para requisitos de alta y baja capacidad, y no interfiere con las operaciones de almacenamiento en superficie. El único requisito de este sistema es que el material fluya por gravedad hacia los alimentadores. Para cerrar el flujo del material, se requiere de compuertas deslizantes en el conducto de la tolva de extracción y el alimentador.

En los stockpile cónicos con una recuperación mediante túneles que atraviesan a lo largo de la base de la pila con uno o más puntos de extracción. La cantidad de material que se extrae depende del ángulo de extracción, número, ubicación y tamaño de los alimentadores. Se estima que la carga viva cuando se cuenta con más de un punto de extracción va del 25 % al 26 % de la capacidad total.

En los stockpiles alargados el túnel se ubica en la base de pila en una línea central paralela a la pila. La carga viva prevista para estas pilas con varios puntos de extracción va del 30 % a 35 % de la capacidad total. La recuperación mediante túneles en un stockpile se realiza de manera eficiente mediante una banda transportadora cuya línea central corresponde a la cuerda del arco inscrito del apilador.

Otro sistema de recuperación de las pilas radiales es por medio de dos o más túneles paralelos cuya dirección es aproximadamente perpendicular al arco descrito por el stockpile. Esta disposición proporciona una alimentación simultánea a dos o más operaciones.

Un factor importante para la extracción mediante túneles es la correcta selección de la abertura de descarga. La correcta selección del tamaño de la abertura se logra mediante el análisis granulométrico de la carga registrando el tamaño mayor de las partículas. La abertura mínima del punto de extracción está dada por:

$$Abertura\ mín. = partícula\ más\ grande\ (Factor\ de\ dimensión) \quad (3.13.11)$$

El factor de dimensión está dado por el porcentaje que representan las partículas de mayor diámetro en la carga y se muestra en la Tabla 3.13-2.

**Tabla 3. 13- 2**  
Factor de dimensionamiento.

Porcentajes de las partículas con el diámetro mayor	Factor de dimensión
95 - 100	3.5
60 - 80	3
40 - 60	2.5
20 - 30	2
5 - 10	1.5

Adaptado de Dietiker (1978).

### Sistemas de protección.

La protección de los stockpiles se omite cuando el equipo de apilamiento, sistema de recuperación y tamaño de pila hacen que la protección sea poco rentable. Los stockpile cónicos alcanzan hasta 50 metros de diámetro que hace la construcción de un domo no sea rentable utilizando rociadores para suprimir los polvos, en algunos casos se emplean productos químicos para sedimentar las partículas en suspensión. El control de polvos en el manejo del material y almacenamiento es crucial para evitar conflictos ambientales.

**Control de polvos.** Las partículas de polvo generalmente tienen un tamaño de 1 a 100  $\mu m$  de diámetro y se depositan lentamente bajo la influencia de la gravedad. Como los stockpiles son pilas de material que se encuentran en áreas abiertas, el material es almacenado temporalmente hasta que es utilizado por el proceso. El polvo puede generarse a partir de velocidades de viento que arrastran el material y los transportan en el aire. Esto se logra cuando el material no está consolidado y se encuentra en un área abierta donde velocidades son de 13 mph que pueden provocar el arrastre de material con un tamaño de 0.010 mm (Cecala et al., 2012; Danyliw, 2015).

La generación de polvo puede disminuirse aumentando la cohesión del material, aumentando el tamaño de las partículas o reduciendo la velocidad del aire. En un stockpile el tamaño de partículas este dictado por el proceso de beneficio y el diseño del circuito. Los métodos de control de polvo se pueden clasificar en mecánicos o químicos.

Algunas de las estrategias para el control de polvos en las instalaciones de trituración y manejo de materiales incluyen recolectores de polvo. En situaciones cuando estas estrategias de control no dan resultado se emplean estrategias complementarias como aerosoles de agua, sistemas de niebla y otros sistemas que incorporan químicos.

Los rociadores de agua con un tamaño de gota grande son una opción de tratamiento aceptable para operaciones de extracción de alto tonelaje. El uso de aerosoles de agua requiere de una adición excesiva de humedad al material, complicando el manejo del material. Por otro lado, los sistemas de niebla tienen un tamaño de gota de 1 micras para humedecer partículas en suspensión, facilitando la aglomeración y sedimentación de las partículas al aumentar su masa. Actualmente el control de polvos se logra de manera eficiente mediante la aspersiones de agua con compuestos químicos, que alteran las propiedades físicas de las partículas. Los diferentes productos para el control de polvo disponibles se dividen en:

1. Agentes tensoactivos
2. Espumantes
3. Polímeros
4. Aglutinantes
5. Humectantes.

La solución agua/tensoactivos disminuye la tensión superficial del agua para otorgar un tamaño de gota pequeño aumentando la capacidad para humedecer y aglomerar los finos. Los tensoactivos se clasifican en cuatro categorías en soluciones aniónicas, no iónico, catiónico y anfótero donde 90 % del mercado lo gobiernan las aniónicas y no iónicas (Jeglic, 1986).

Danyliw (2015) menciona que los tensoactivos disponibles se basan en lauril éter sulfato de sodio o 4-diozobutano-2sulfato de sodio mezclado con éteres de glicol, alcoholes u otros agentes estabilizantes.

La solución agua/surfactante desarrolla espuma que da como resultado un área superficial mayor que aglomera los finos evitando la formación de polvos. La espuma se produce mezclando aire con una solución acuosa con tensoactivos, la calidad de la espuma cae con el contenido de calcio y magnesio, los tensoactivos más utilizados son alfa olefina sulfato de sodio, dioctilbenceno sulfato de sodio y lauril éter de sodio (Danyliw, 2015).

El sistema que utiliza polímeros se atomiza una solución polimérica relativamente viscosa donde las partículas finas se aglomeran a las partículas gruesas. El tratamiento con polímero se basa en polímeros solubles en agua donde predominan poliacrilamidas. Los aglutinantes se utilizan para formar una capa en la superficie del material para aumentar la masa de las partículas evitando su dispersión por la acción del viento creando varias capas de material fino. Generalmente se emplean aglutinantes de látex, lignosulfonatos y emulsiones de aceites y resinas (Jeglic, 1986).

La humectantes son sustancias químicas con cierta afinidad al agua, estas sustancias son altamente higroscópicas como el cloruro de calcio, cloruro de magnesio y cloruro de sodios. Estos compuestos tienen una coordinación que contiene un átomo central unido a otros átomos por enlaces covalentes o electrones compartidos que se coordinan con el agua. Los átomos involucrados como el calcio, magnesio o sodio son capaces de coordinarse con el agua, cuando un humectante se aplica en la superficie del material este actúa extrayendo la humedad del aire (Jeglic, 1986).

**Domos.** La instalación de barreras físicas impide que el aire arrastre las partículas, en el caso de los stockpile estas barreras se construyen encerrando la pila de material (Cecala et al., 2012).

Cuando se habla de barreras para la protección de las pilas se trata de la configuración de estructuras que están determinadas por el tipo de stockpile, ubicación y sistema de recuperación. Estas construcciones tienen tres formas generales: (1) domos parabólicos, (2) domos alargados y (3) domos planos. (Holden et al., 2019).

Los domos en su interior permiten controlar la humedad, protegen la pila de precipitaciones, permite un control en la ventilación, evita la dispersión de partículas empleando rociadores y revestimientos de tela estructural. Su ensamblaje comienza en el perímetro y continúa hacia el centro dejando libre el espacio del domo para el apilamiento del mineral o instalación de maquinaria. No se tiene ningún tiempo de muerto durante su construcción (Geometrica, Intelligent solutions for bulk storage).

Estas estructuras tienen el objetivo de proteger el material de climas extremos como nevadas o altas precipitaciones estacionales, las cuales pueden reducir el flujo por gravedad de la carga viva. También protege el material almacenado cuando este representa un riesgo ambiental y de salud (Matthews et al., 1985).

El material de construcción para esta estructura normalmente es acero galvanizado, aluminio y concreto dependiendo de la corrosividad del material que se almacenara. En cuanto a los recubrimientos protectores se utilizan polímeros, acero y madera, además de acabados con membranas, malla metálica, tela estructural (Poliéster o PTFE) como lo indica Geometrica Inc. (Intelligent solutions for bulk storage).

### 3.13.2.3 DISEÑO DE TOLVAS

Coloquialmente el término tolva se utiliza como un sinónimo de un contenedor en forma de pirámide truncada invertida donde se almacena mineral. El propósito de una tolva es la compensación de material entre dos equipos para permitir que cualquiera de los dos continúe con la producción, mientras que la producción del otro equipo se interrumpe por averías o mantenimiento (Elbrond, 1982).

Cuando se requiere de un almacenamiento menor las tolvas pueden ser adecuadas, estos contenedores proporcionar una protección completa al material almacenado. El material que se almacena es 100 % carga viva y es fácil de recuperar siempre que fluya libremente. Gran parte de su diseño depende de las características del material y tonelaje que se almacenaran, en general pueden construirse de acero o concreto.

Peele (1945) indica que las ventajas de este tipo de almacenamiento son: una capacidad de almacenamiento alta en un espacio reducido, simplicidad en su construcción y que solo ocurre el desgaste en la sección inferior. Las desventajas son que el contenedor no se puede vaciar completamente sin palear el material que se encuentra por debajo del ángulo de reposo.

El objetivo del diseño es determinar la capacidad del contenedor, sus dimensiones y caudal de descarga. La forma de la tolva y el dispositivo para el control del flujo depende de los requisitos de almacenamiento, características del material, velocidad de descarga, requisitos para mantener un flujo por gravedad, temperatura del sitio, humedad del material y número de puntos de extracción. Las restricciones que se tienen durante el diseño de una tolva son el

diseño de la planta, el espacio para su construcción y restricciones de los cimientos (Matthews et al., 1985).

Elbrond (1982) establece que la capacidad de la tolva debe “contener cierto número de horas de operación” independiente del comportamiento de los equipos en cada proyecto.

Para la operación de la planta de beneficio se debe de contar con suficiente volumen de almacenamiento para mantener al molino operando alrededor de 36 a 48 horas. Se debe buscar un buen balance entre la capacidad de las tolvas de gruesos y finos para la operación del circuito de trituración y molienda. Cuando se trata de una tolva principal estas condiciones cambian la capacidad deben ser capaces de almacenar entre el 50 % y 100 % de la producción diaria (Araujo, 1992; Zarate, 1996).

### Generalidades de los sólidos a granel.

En la Figura 3.13-11 se muestra un elemento sólido a granel en un contenedor bajo el supuesto de una altura infinita y paredes internas sin fricción. En la dirección vertical se ejerce un esfuerzo normal positivo ( $\sigma_v > 0$ ) que es un esfuerzo de compresión sobre el sólido. Dentro del sólido, el esfuerzo horizontal ( $\sigma_h$ ) es el resultado del esfuerzo vertical ( $\sigma_v$ ) donde el esfuerzo horizontal resultante es menor que el esfuerzo vertical ejercido sobre el sólido a granel desde la parte superior.

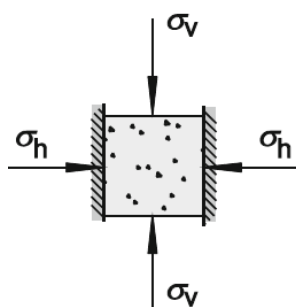


Figura 3. 13- 11 Esfuerzo en un sólido a granel en un contenedor. Tomado de Merkus y Meesters (2016).

La relación del esfuerzo horizontal y vertical es la relación de esfuerzos  $K$ .

$$K = \frac{\sigma_h}{\sigma_v} \quad (3.13.12)$$

Los valores típicos de  $K$  para silos y tolvas se encuentra entre 0.3 y 0.6. Los esfuerzos cortantes en un sólido en reposo el esfuerzo vertical es mayor que el esfuerzo horizontal, siendo  $\sigma_v$  el esfuerzo principal " $\sigma_1$ " y  $\sigma_h$  el esfuerzo menor " $\sigma_2$ ", ver Figura 3.13-12. El estado de esfuerzo de un sólido a granel no se puede describir completamente con un solo valor numérico se requiere de un análisis completo de las características del material.



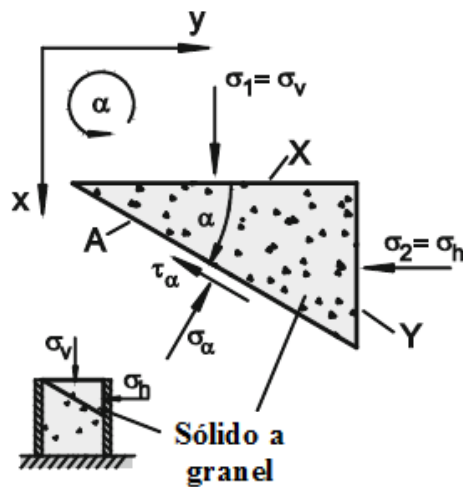


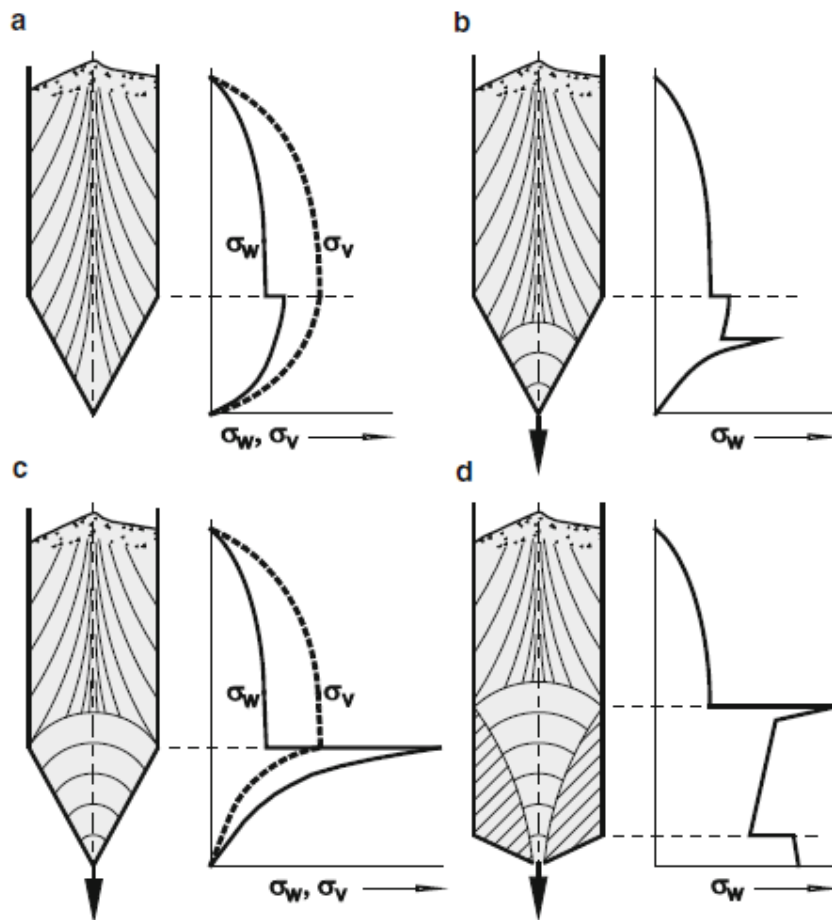
Figura 3.13-12 Fuerzas en equilibrio en un sólido a granel. Adaptado de Merkus y Meesters (2016).

Un correcto flujo del material significa que los sólidos a granel fluyen fácilmente, los sólidos no se consolidan durante su almacenamiento y se extrae del silo o tolva debido a la fuerza de gravedad. Los materiales que no tienen un correcto flujo experimentan una obstrucción o se consolidan durante su almacenamiento. Una cualidad importante para describir la capacidad de consolidación de un sólido es su límite elástico (resistencia a la compresión) en relación con el esfuerzo de consolidación que se ejerce por  $\sigma_v$ .

El esfuerzo vertical realiza una disminución del volumen del sólido cuando se encuentra almacenado por lo tanto aumenta su densidad aparente. Cuanto más se reduce el volumen del sólido, como respuesta el sólido se consolida y comprime. Algunos materiales aumentan su resistencia a la compresión si se almacenan por periodos largos en reposo, algunas causas de la consolidación son procesos químicos, cristalización de partículas y deformación plástica del material.

Los sólidos a granel en reposo pueden transmitir esfuerzos cortantes a diferencia de los fluidos newtonianos, mientras que la presión aumenta linealmente con la profundidad en un contenedor con un fluido, el esfuerzo cortante ejercido por un sólido sobre la pared del contenedor se debe a la fricción con la pared del contenedor. Como consecuencia los esfuerzos ejercidos en la tolva o silo aumentan en dirección descendente.

La sección superior e inferior de una tolva tiene diferentes condiciones de esfuerzos. En la sección inferior la condición de esfuerzo es más compleja que en la sección superior en una tolva, ver Figura 3.13-13.



**Figura 3.13-13** Distribuciones cualitativas del esfuerzo normal y el esfuerzo vertical en una tolva. Tomado de Merkus y Meesters (2016).

En la sección vertical tanto el esfuerzo normal del muro como el esfuerzo vertical aumentan en dirección descendente y tiende a un valor asintótico. La relación entre el esfuerzo normal de la pared y el esfuerzo vertical está dada por la relación  $K$ . El esfuerzo principal, está orientado verticalmente a lo largo del eje del silo este estado de esfuerzo se denomina “estado de esfuerzo activo”. En la transición del material en la sección superior, el esfuerzo normal de la pared tiene una discontinuidad causada por el cambio repentino de la pendiente de la pared. En la sección inferior, el esfuerzo vertical como el normal de la pared disminuyen y se acercan a cero en el vértice de la tolva (Figura 3.13-13.a), dependiendo del esfuerzo vertical en la transición de la forma del silo y el volumen, las propiedades del sólido en la tolva los esfuerzos primero aumentan y luego disminuyen.

En general los esfuerzos verticales son mayores que el esfuerzo horizontal, el campo de esfuerzos prevalece después del llenado de la tolva o silo y se denomina “estado de esfuerzos de llenado”. Cuando el material se descarga en una tolva por primera vez después de haber sido llenado todo el contenido se mueve hacia la descarga. Debido a la zona de flujo convergente en la tolva, el sólido se comprime horizontalmente mientras que se dilata en la dirección vertical por el flujo descendente.

Como resultado, los esfuerzos más grandes actúan en la dirección horizontal y el esfuerzo principal a lo largo de la tolva se orienta horizontalmente. Este campo de tensión se denomina “arqueamiento” o campo de tensión “pasivo” (Figura 3.13-13.c). La Figura 3.13-13.b muestra la situación después de un tiempo del inicio de descarga donde el campo de tensión pasiva se ha desarrollado solo en la parte inferior de la tolva. Los esfuerzos de la tolva disminuyen hacia el vértice, en la parte inferior de la tolva se desarrolla un campo de esfuerzos radiales donde se encuentra un esfuerzo local.

El pico de esfuerzos ocurre cuando se comienza la descarga del silo o tolva que ha sido recientemente desde estar vacío (Figura 3.13-13.a). Desde el comienzo de la descarga, el campo de esfuerzos pasivo se desarrolla en la tolva comenzando en la descarga y por lo tanto la región de cambio y el pico de esfuerzos viajan hacia arriba (Figura 3.13-13.d) hasta que quedan atrapados en la transición de la sección superior e inferior.

En el flujo de embudo se forman zonas estancadas que permanecen en reposo mientras que el material fluye por el canal (Figura 3.13-13.d). Si el límite entre la zona estancada y la zona de flujo se encuentra con la pared de la tolva dentro de la sección vertical, se produce un pico de esfuerzos por el cambio del campo de esfuerzos de activo a pasivo causando que la zona de flujo converge debajo de la parte superior de la zona estancada otorgando una pendiente poco profunda en las paredes dificultando el flujo del material.

### **Geometría de las tolvas.**

Estos contenedores tienen una orientación vertical para que el material fluya por gravedad y se compone de dos secciones; la parte superior se trata del contenedor el cual puede ser una sección circular, rectangular, cuadrada o hexagonal y la sección inferior es la parte convergente del contenedor el cual recibe el nombre de tolva o hopper. El diseño de los contenedores puede tener un fondo plano, forma de cuña o cónico (Matthews et al., 1985).

La inclinación de la parte inferior del contenedor debe ser de  $5^{\circ}$  -  $15^{\circ}$  mayor que el ángulo de reposo para garantizar el flujo del material. La geometría del contenedor está determinada por los requisitos de volumen, teniendo en cuenta las limitaciones de las presiones que actúan en las paredes y en el fondo de la tolva. Las tolvas pueden descansar sobre vigas de madera soportadas por postes, los que a su vez descansan sobre zapatas de concreto, o bien sobre muros o vigas de acero (Zarate, 1996).

Holden et al. (2019) indican que el diseño del contenedor para que soporte las presiones debe de contemplar las condiciones cuando el material se encuentra inerte y cuando este fluye. Los patrones de campo de esfuerzos están determinados por la geometría del contenedor. Cuando el material se alimenta al contenedor desde la condición de vacío es cuando se tiene el mayor esfuerzo actuando en el fondo del contenedor y en la puerta de extracción. Cuando el material se extrae los esfuerzos se transmiten a las paredes de las tolvas siendo estas relativamente bajas.

Las tolvas se pueden cargar al ras o copeteadas; comúnmente en las operaciones minero-metalúrgicas lo normal es llenar las tolvas a ras. Por lo tanto, es fundamental que se determine las dimensiones básicas de la tolva en función del tonelaje que se requiere almacenar (Araujo, 1992).

Una vez que se determinan las dimensiones de la tolva se requiere encontrar la presión que actúa en la pared y en el fondo de la tolva. Para determinar el material a utilizar en su construcción y cimientos. Por lo general las tolvas pequeñas se construyen de madera, mientras que las de gran capacidad se fabrican de acero y concreto en el [Apéndice B – XVII](#) se muestra la geometría de algunas tolvas generales.

Durante el diseño se requiere encontrar la presión que actúa en las paredes y el fondo de la tolva. Para obtener la presión en el fondo se puede utilizar la fórmula básica de la hidrostática tomando que el mineral almacenado fuera un fluido.

$$P = wh \text{ [lb/ft}^2\text{]} \text{ ó } \text{[kg/m}^2\text{]} \quad (3.13.13)$$

Donde:

w: Peso específico del mineral almacenado  $lb/ft^3$  o  $kg/m^3$

h: Profundidad de la tolva, ft o m.

Los minerales que no fluyen fácilmente el ángulo de reposo "R" y el ángulo de fricción "F" entran en el método gráfico. Para obtener la presión horizontal que se ejerce en las paredes de las tolvas se utiliza la fórmula de Rankine:

$$N_1 = \left(\frac{1}{2}\right) wh^2 \left(\frac{1 - \text{sen } R}{1 + \text{sen } R}\right) \quad (3.13.14)$$

Donde:

$N_1$ : Componente horizontal de la presión total  $P_1$

w: Peso específico del mineral,  $lb/ft^3$

h: Profundidad de la tolva, ft.

R: Ángulo de reposo en grados.

Tanto la presión en el fondo de la tolva y en las paredes se puede obtener de manera gráfica siendo este el método más completo, porque implica un análisis del ángulo de reposo como el de fricción y se puede conocer el plano de ruptura. La fórmula de Rankine solo toma en cuenta el efecto del ángulo de reposo y tiende a dar resultados más altos para  $N_1$  que el gráfico (entre el 30 y 40 %), sin embargo es el que método más utilizado, ya que en casos reales en una tolva se producen efectos de deterioro adicionales como la corrosión del acero, vibraciones, choque y abrasión del mineral almacenado contra las paredes y el piso (Zarate, 1996).

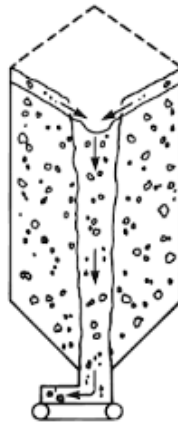
En el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y Almacenamiento – Material 12](#) se retoman dos ejercicios de propuestos por Ing. Estanislao Zarate Lujano en su libro "Diseño de Instalaciones Mineras" Vol. II de la Asociación de Ingenieros de Minas Metalurgistas y Geólogos de México donde se aborda el diseño de una tolva rectangular de acero- madera y el diseño de una tolva cilíndrica - cónica de acero con descarga central con el objetivo de extender la aplicación de los métodos antes mencionados los cuales son propios del diseño de instalaciones minero metalúrgicas.

### Patrones de flujo en tolvas.

En las tolvas se presentan tres patrones de flujo estos son en masa, embudo y expandido. Los materiales que fluyen desde un contenedor en un patrón de embudo o en masa están determinados por la demanda con la que se descarga el material y el diseño del contenedor.

La mayoría de los contenedores son del tipo de flujo en embudo, para lograrlo se forma un canal de flujo que se extiende desde el punto de descarga hasta la parte superior de la tolva, lo cual recibe el nombre de “rat-hole” o “ratholing” con el desarrollo de este canal se busca que el material se deslice desde la parte superior.

A medida que se descarga el mineral, el nivel del contenedor cae cuando las capas del mineral colapsan desde la parte superior hacia el canal. De esta manera el nivel del depósito baja con el material que rodea desde la parte superior del canal mientras que el material del embudo permanece estacionario, ver Figura 3.13-14 (Jenike, 1968)



**Figura 3. 13- 14** Ratholing en un flujo en embudo. Tomado de Dunne y Kawatra (2019).

Holden et al. (2019) indican que el flujo en embudo se obtiene cuando la pared de la tolva no es tan inclinada y la fricción de la superficie del contenedor al material es demasiado alta.

El patrón en embudo conduce un patrón de flujo de entrada y salida, porque el material que se deposita por primera vez en el fondo del depósito alrededor del canal no se descarga hasta que se vacía el depósito. La segregación del material ocurre en el punto de impacto del material que cae por lo tanto no existe una mezcla de partículas. Este patrón se puede obstruir cuando las capas de material en la parte superior se desprenden y cae sin control al fondo del canal o cuando el material que forma el canal colapsa (Matthews et al., 1985).

Los contenedores con un flujo en embudo se caracterizan por tener conos cortos con una pendiente pequeña en la sección inferior. En los contenedores donde se tienen un flujo en masa, todo el material está en constante movimiento conforme se extrae el material en la salida. La tolva debe de ser lo suficiente inclinada y requieren un claro amplio entre las paredes, fricción baja, y un alimentador en la extracción que debe arrastrar el material a través del área de salida completamente.

Como las tolvas de flujo másico no tiene un canal de flujo, tiene una secuencia de flujo de entrada y salida en un tiempo de residencia relativamente uniforme para todas las partículas y depende solo de un pequeño grado de la disposición inicial de las partículas en la tolva. Los contenedores con un flujo en masa eliminan la necesidad de desarrollar un canal, evitar la creación de polvos y mantienen un flujo suave.

Se requiere que en la tolva siempre se mantenga un nivel y la compuerta de cierre esté disponible para el llenado inicial. Solo con las tolvas con un flujo másico se garantiza la descarga completa del contenido.

Los contenedores con un flujo másico son diseñados para materiales específicos y son menos comunes en la industria. El diseño para un flujo en masa requiere una correcta comprensión de las propiedades de los sólidos que se almacenaran, un buen flujo del contenedor es fácil de lograr, pero es susceptible a cambios en el material, son ideales para finos y sólidos que tienden a apelmazarse o ser muy corrosivos.

El contenedor de flujo expandido, el material fluye hacia la salida a través de un canal en forma de cono invertido que se extiende desde la superficie al punto de salida. El canal se expande en forma de cono y está rodeado de material inerte. Este patrón de flujo combina la protección de una pared de material inerte de material y el flujo de material en la parte superior y en punto de descarga donde el canal se reduce y tiene un flujo en masa.

La dimensión de la salida de la tolva debe ser lo suficiente grande para asegurar un flujo sin obstrucciones a la velocidad requerida. La velocidad del flujo a través de una salida depende del tamaño de la descarga, la resistencia cohesiva de los sólidos y el tamaño promedio de las partículas. También se puede usar múltiples salidas para causar un canal de flujo combinado mayor que el diámetro crítico de la abertura de descarga (Jenike, 1968).

### **Problemas en el flujo del material.**

Una planta de beneficio debe de contar con tolvas eficientes que contengan el volumen de diseño para extraer el material en el momento requerido y a la velocidad establecida. Para diseñar un sistema de almacenamiento eficiente, el ingeniero debe ser consciente de los problemas que puede surgir durante el almacenamiento y flujo de sólidos a granel.

1. Falta de flujo. Se desarrolla un arco de material en el embudo (rat-hole) estable que evita que las partículas se dirijan al fondo de la tolva para su extracción.
2. Flujo errático. Los arcos momentáneos de material que se forma dentro del sólido desarrollan un embudo para el flujo del material, pero este se compacta por completo para después colapsar en masa.
3. Control de polvos. Los finos se fluidizan y se airean sin control a través de la salida.
4. Falta de capacidad. Una gran parte del material almacenado permanece estable alrededor del canal o el material puede apelmazarse y obstruir el punto de salida.
5. Segregación. Las partículas finas tienden a filtrarse a través de los huecos entre las partículas grandes, causando la acumulación de finos y gruesos en varias zonas del contenedor.
6. Deterioro del producto. Algunos materiales se apelmazan o se oxidan si permanecen en el contenedor por un período largo.

7. Control de nivel. Es difícil medir el volumen de material que queda en un contenedor si se desarrolla un “rat-hole”. En una parte del contenedor el dispositivo de nivel puede indicar que esté lleno y en otro lado indique que está vacío.

Un adecuado diseño del sistema tolva/ alimentador ayuda a prevenir todos los problemas de flujo. Esto implica el conocimiento pleno de las propiedades del flujo del sólido, elegir el tipo apropiado de contenedor y alimentador para establecer el flujo deseado de acuerdo a los patrones antes mencionados, enseguida se enlistan algunas recomendaciones para mejorar el flujo de material.

Durante la implementación de una tolva con un flujo en embudo se deben de considerar los siguientes aspectos:

1. Poco espacio en la sección inferior. En un contenedor una tolva plana o poco profunda tiene una gran capacidad de almacenamiento con una altura mínima. A pesar de esto no se puede garantizar que toda la carga sea viva.
2. Precaución en la selección del flujo de entrada y salida. En este flujo el primer material alimentado en la tolva es el último material en ser retirado. Se debe de prestar atención en el equilibrio químico de los sólidos, cambios en la temperatura o humedad que puede causar cambios en las características del material o la generación de drenaje ácido.
3. Desarrollo de canales de flujo (rat-hole). Solo se puede desarrollar un canal de flujo si el material tiene una suficiente resistencia cohesiva. De lo contrario no se puede pensar en seleccionar un flujo en embudo o de expansión.
4. Flujo errático. La presencia de un rat-hole puede poner entre dicho el flujo del material. Cuando el contenedor se vacía parcialmente o completamente, puede colapsar el material que permite la formación del canal creando una obstrucción del punto de salida.
5. Segregación. Si el material tiene una tendencia a concentrar finos y gruesos en solo algunas áreas del contenedor, esto se acentúa a medida que el material se descarga en una tolva con un flujo de embudo.

Durante la implementación de una tolva con un flujo en masa se deben de considerar los siguientes aspectos:

1. Tolvas lisas e inclinadas. Se debe de considerar que las paredes de la tolva deben ser lo suficientemente inclinadas y lisas para forzar el flujo de material a lo largo de ellas para lograr un flujo en masa.
2. Flujo primero entrada y salida. En este flujo el primer material almacenado en el depósito es el primero en extraerse, por lo tanto, se eliminan los problemas del deterioro del producto.
3. Control de polvos. Los flujos en masa permiten un flujo homogéneo de material fino y grueso, eliminando la posibilidad de generación de polvos.
4. Problemas mínimos de segregación. A medida que el material se extrae de la tolva de las paredes y el centro del contenedor, resulta una distribución homogénea de finos y gruesos en la salida. Se puede decir que se obtiene la misma distribución de tamaños tal como se alimentó la tolva.

5. Descarga uniforme. Debido a que todo el material sufre la misma cantidad de compactación a medida que fluye a través de la tolva, su densidad aparente y velocidad de flujo son constantes.

El flujo expandido comparte las características entre un flujo de sólidos en masa y un flujo de embudo. En su diseño se emplea un contenedor de una tolva de flujo másico para expandir el canal para evitar la formación de un canal.

Un correcto diseño de la tolva debe tener la capacidad deseada, ser capaz de descargar su contenido de manera eficiente de acuerdo a la demanda que se tenga en planta y estar construido de manera segura. De acuerdo con Carson et al. (2002) el procedimiento para diseñar y dimensionar una tolva incluye los siguientes pasos:

1. Definir los requisitos del almacenamiento.
2. Calcular el tamaño aproximado de la tolva.
3. Determinar las propiedades del flujo del material.
4. Comprender la importancia de cada patrón de flujo.
5. Diseño de los diferentes patrones de flujo.
6. Consideraciones de la forma del contenedor.
7. Consideraciones de la geometría de la tolva.

### **Requisitos del almacenamiento.**

Los aspectos para establecer los requisitos de almacenamiento son:

- Capacidad. Esto varía de acuerdo a la operación de la planta y el lugar donde se ubicará el contenedor. Por ejemplo, si la tolva se utilizara para almacenar el producto de una trituración primaria o se instala para almacenar el producto de la trituradora secundaria que alimenta al proceso de molienda.
- Velocidad de descarga. Se debe de considerar la descarga promedio, mínima y máxima de material; esto depende de las características de operación del equipo que alimenta a la tolva.
- Velocidad de la descarga. Esto depende de la demanda del equipo posterior a la tolva y define cuanto tiempo permanecerá el material en el contenedor.
- Mezcla y uniformidad del material. Es importante cuestionarse, si la segregación de partículas finas y gruesas tiene un impacto en el proceso aguas abajo.
- Presión, temperatura y humedad. Se debe de considerar la presión que se ejercerá al material en el fondo del contenedor, temperatura y humedad a la cual será almacenado el material. Además, plantear posibles afectaciones al material ante estas condiciones.
- Problemas ambientales y de seguridad. Se debe de considerar las afectaciones que puede causar almacenar este material como lo puede ser generación de polvos, equilibrio químico de sus componentes, explosividad o afectaciones a la salud al exponerse a este material.
- Material de construcción. Se debe de contemplar la abrasión y corrosión que puede ocasionar el material a las paredes de la tolva. Además, se debe garantizar que el material sea capaz de resistir los esfuerzos en el fondo y las paredes, para garantizar la seguridad de los operadores.



### Tamaño de la tolva.

Holden et al. (2019) indican que primero se debe realizar un análisis para estimar la altura que puede alcanzar un contenedor de sección cilíndrica para almacenar la capacidad deseada. Por lo tanto, la altura del contenedor está dada por:

$$H = \frac{C}{(\gamma_{med})(A)} \quad (3.13.15)$$

Donde:

$H$ : Altura del cilindro, m.

$C$ : Capacidad de almacenamiento,  $m^3$ .

$\gamma_{med}$ : Densidad aparente media del material,  $kg/m^3$ .

$A$ : Área de la base del cilindro,  $m^2$ .

Posteriormente a la altura del cilindro se debe de ajustar para tener en cuenta el volumen que tendrá la sección inferior el cual es aproximadamente el 20 % del contenedor. En general, la altura del cilindro debe ser de 1.5 a 4 veces el diámetro del cilindro por cuestiones de estabilidad, económicos y garantizar el flujo del material. Este proceso se puede realizar también con un prisma rectangular, hexagonal solo basando en su geometría.

Esta primera aproximación permite conocer la altura y el área que tendría el contenedor para una capacidad dada en este primer paso se debe ser crítico para reconocer si la construcción de un contenedor con tales dimensiones resulta viable para la operación considerando el espacio disponible para su ubicación en las instalaciones de la planta de beneficio. Posteriormente se debe de calcular el volumen de almacenamiento del contenedor y su carga viva. Con un patrón de flujo expandido o embudo es necesario considerar la carga muerta.

Es importante tener un criterio aproximado sobre el diseño de tolvas de almacenamiento. La capacidad de la tolva está dada por:

$$T = V \times \rho_c \quad (3.13.16)$$

$$\rho_c = (1 - FEV)\rho \quad (3.13.17)$$

Donde:

$T$ : Capacidad en toneladas métricas.

$V$ : Volumen de la tolva,  $m^3$ .

$\rho$ : Densidad del mineral,  $t/m^3$

$\rho_c$ : Densidad corregida,  $t/m^3$

$FEV$ : Factor de espacios vacíos por lo general para finos se considera un 40 % de espacios vacíos ( $FEV = 0.40$ ) y para los gruesos se considera el 20 % de espacios vacíos ( $FEV = 0.20$ ).

La fracción de espacios vacíos debe calcularse porque este valor varía de acuerdo a las características del material. Los valores de  $FEV = 0.40$  y  $0.20$  corresponde a aproximaciones para una tolva de finos y gruesos respectivamente (FLSmidth, Reference Tables for Mineral Processing).

De acuerdo a la definición una tolva es un paralelepípedo truncado con un fondo en forma de cuñas con una compuerta para la descarga. De esta manera los cálculos básicos se conocen las dimensiones básicas de la tolva:

$a$ : Ancho de la recepción, metros.

$b$ : Largo de la recepción, metros.

$H$ : Altura total de sección superior (contenedor), metros

$h$ : Altura total de sección inferior (hopper), metros

$\beta$ : Ángulo de inclinación del fondo de la tolva es  $5^\circ$  hasta  $15^\circ$  mayor que el ángulo de reposo del material para garantizar el flujo.

Por consideraciones geométricas:

$$V_t = V_U + V_i \quad (3.13.18)$$

Donde:

$V_t$ : Volumen total de la figura geométrica,  $m^3$ .

$V_U$ : Volumen útil que almacena la carga (contenedor),  $m^3$ .

$V_i$ : Volumen del hopper es alrededor el 20% de  $V_t$

De acuerdo con FLSmith (Reference Tables for Mineral Processing) por estabilidad:

$$V_i = 0.2 V_t \quad (3.13.19)$$

### **Dimensionamiento de una tolva cilíndrica cónica.**

Cuando se desea almacenar finos generalmente la parte superior es cilíndrica y la parte inferior cónica para evitar obstrucciones de material y se ubican en la planta de trituración y molienda.

Para estimar las dimensiones básicas para una tolva cilíndrica cónica se desea conocer:

$H$ : Altura del contenedor cilíndrico, metros

$h$ : Altura de la parte cónica, metros

$D$ : Diámetro de la tolva, metros.

El volumen total de la figura geométrica es:

$$V_t = V_u + V_i$$

$$V_u = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) H \quad (3.13.20)$$

$$V_i = \left(\frac{1}{3}\right) \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) h \quad (3.13.21)$$

Se debe considerar que la altura de la sección cónica está dada por:

$$h = \frac{D(\tan(\beta))}{2} \quad (3.13.22)$$

Para mantener la estabilidad se debe mantener la relación:

$$V_i = 0.20 V_t \quad (3.13.23)$$

### Ejemplo 3.13.1

De acuerdo al diseño de una planta de beneficio se requiere una tolva cilíndrica cónica para almacenar los finos de la trituración terciaria. Dicha tolva debe de tener una capacidad de 600 toneladas métricas. El ángulo de reposo del material  $30^\circ$  y tiene una densidad de  $3.2 \text{ t/m}^3$ . Estimar las dimensiones de la tolva.

#### Solución.

$$\begin{aligned} \rho_c &= (1 - 0.40) 3.2; \quad \rho_c = 1.92 \\ V &= T / \rho_c = 600 / 1.92; \quad V = 312.5 \text{ m}^3 \\ \beta &= 30^\circ + 15^\circ = 45^\circ \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} V_t &= 312.5 \text{ m}^3 \\ V_i &= (0.20)(312.5) = 62.5 \text{ m}^3 \\ V_u &= 250 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

El volumen de la sección cónica está dado por:

$$\begin{aligned} V_i &= \left(\frac{1}{3}\right) \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \left(\frac{D(\tan(45))}{2}\right) \\ 62.5 &= \frac{\pi}{24} (D^3) \end{aligned}$$

Por lo tanto, el diámetro es de  $7.81 \text{ m} \approx 8 \text{ m}$

La altura del cono es:

$$h = \frac{8(\tan(45))}{2} = 4 \text{ m}$$

Las dimensiones de la sección cilíndrica son:

$$\begin{aligned} D &= 8 \text{ m} \\ 250 &= \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) H \end{aligned}$$

Por lo tanto, la altura del contenedor cilíndrico es de  $4.97 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$

Las dimensiones de la tolva cilíndrica –cónica son:

Altura del contenedor cilíndrico es de 5 m.

Altura de la parte cónica es de 4 m.

Diámetro de la tolva es de 8 m.

Altura total de la tolva es de 9 m.

### **Dimensionamiento de una tolva de fondo piramidal.**

Para estimar las dimensiones básicas para una tolva con fondo piramidal se requiere conocer:

*D*: Arista lateral de la pirámide, metros

*A*: Base de la pirámide, metros

*H*: Altura total de la tolva, metros

*h*: Altura de la parte inferior, metros.

El volumen total que se almacena en la tolva está dado por:

$$V_t = V_u + V_i$$

Donde:

$$V_u = HA^2 \quad (3.13.24)$$

$$V_i = \frac{2hA^2}{3} \quad (3.13.25)$$

Por lo tanto:

$$\tan(\beta) = \frac{2h}{D} \quad (3.13.26)$$

Para mantener la estabilidad se debe mantener la relación 3.13.19.

La estimación de las dimensiones de los diferentes tipos de tolvas se realiza homológamente como los mostrados en este capítulo basándose en el volumen de las figuras geométricas que los componen. Solo se analizan estos dos casos por considerarse como las principales geometrías ocupadas en las operaciones metalúrgicas.

### **Propiedades del flujo del material.**

Se deben de conocer las características del flujo del material para predecir o controlar cómo se comportará en una tolva. Las propiedades a evaluar son:

- Resistencia cohesiva
- Propiedades de fricción
- Pruebas de fluidez
- Compresibilidad
- Permeabilidad
- Tendencia de segregación
- Abrasividad y friabilidad.

Estas propiedades pueden tomarse en cuenta en el diseño de la tolva, cada parámetro puede medirse en un laboratorio de pruebas en condiciones que simulen como se manejara el sólido sobre la superficie del contenedor. Cada uno de estas características puede variar con cambios en la humedad, dureza, temperatura, tiempo de almacenamiento, aditivos químicos, presión, tamaño y forma de las partículas.

### Diseño de los diferentes patrones de flujo.

Para lograr un patrón de flujo en masa, es esencial que la sección inferior de la tolva sea lo suficiente inclinada y tenga una fricción lo suficiente baja para causar el flujo de todos los sólidos sin que se estanque. Además, la salida debe ser lo suficiente grande como para evitar que las partículas se estanquen y se logre un flujo continuo. En la Figura 3.13-15 se muestra algunos ejemplos de diseño de tolvas un flujo en masa.

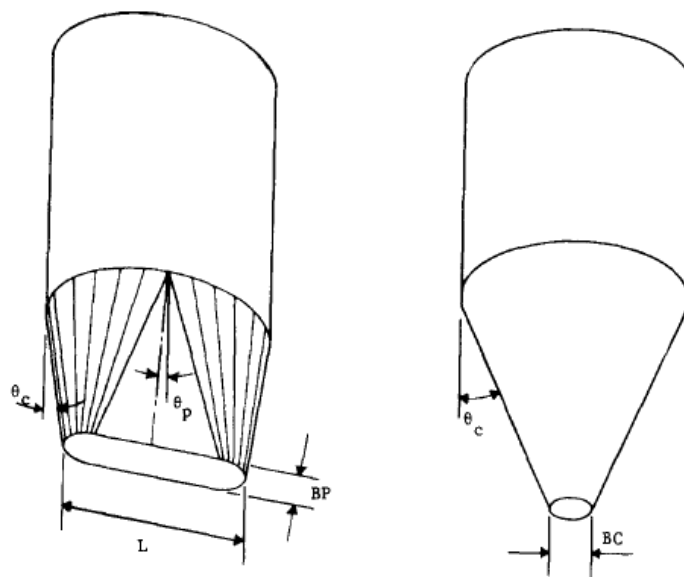


Figura 3. 13- 15 Tolvas para un flujo en masa. Tomado de Carson (1983).

El primer paso es determinar el tamaño de la abertura de salida, esta dimensión puede ser expresa como el diámetro de salida circular "BC", el ancho de una salida rectangular "BP" como se observa en la Figura 3.13-15 una tolva de transición y una tolva cónica.

Carson (1983) indica que el ancho de "BP" es aproximadamente la mitad del diámetro "BC" y la longitud "L" de la ranura ovalada debe ser al menos tres veces el ancho "BP". El siguiente paso es determinar la inclinación de la tolva y las paredes. Los ángulos de inclinación de las tolvas se calculan a partir de pruebas de fricción. El ángulo de la pared de la tolva de transición es decir  $\theta_p$  es aproximadamente  $11^\circ$  menor al ángulo  $\theta_c$  de una tolva cónica para lograr un flujo en masa.

Durante las pruebas de flujo si el sólido se adhiere a la pared con el tiempo, la prueba indica un aumento en el ángulo de fricción por lo tanto se requiere un aumento en la pendiente de la tolva u otro material de construcción.

Jenike (1968) y Carson (2002) establecieron los límites para obtener un flujo en masa para tolvas cilíndricas cónicas (Figura 3.13-16) y tolvas con un fondo piramidal (Figura 3.13-17) donde se considera el ángulo de la tolva respecto a la vertical en las abscisas y el ángulo de la fricción de la pared en las ordenadas. Se puede observar los límites de cada gráfico cuando el cono o tolva piramidal es suficientemente inclinado y liso (valores pequeños para  $\theta$  y  $\varphi$ ) el canal se expande desde el punto de salida hacia las paredes y se produce un flujo en masa. Si el cono no es lo suficiente inclinado y liso se produce un flujo de embudo.

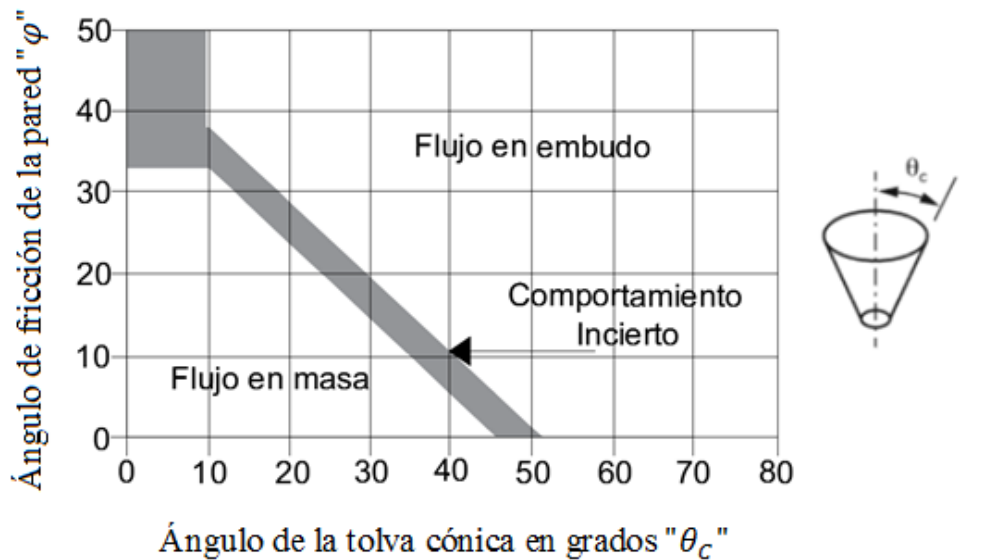


Figura 3. 13- 16 Diagrama de flujo en masa de una tolva cónica. Adaptado de Merkus y Meesters (2016).

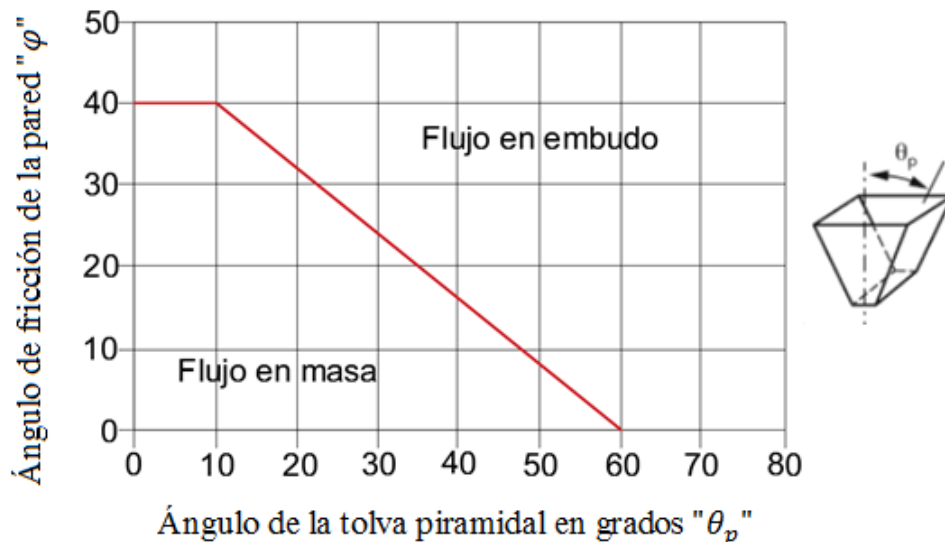
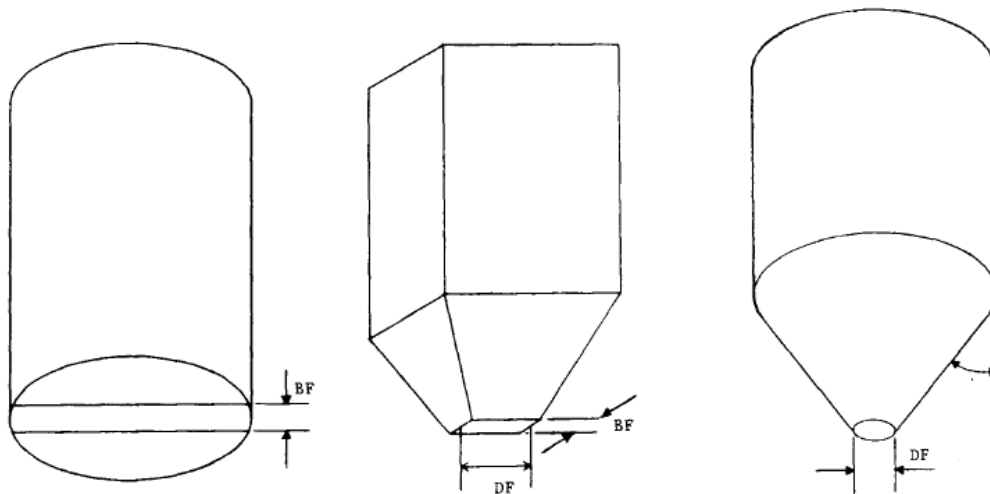


Figura 3. 13- 17 Diagrama de flujo en masa de una tolva con fondo piramidal. Adaptado de Merkus y Meesters (2016).

Por ejemplo, el flujo en masa ocurre en una tolva cónica que tiene un ángulo de  $20^\circ$  y está construido o revestido con un material que proporciona un ángulo de fricción de  $23^\circ$ . En caso de lograr que la tolva tenga una mayor inclinación de  $10^\circ$  o más se podría provocar un flujo en embudo. Otro caso podría ser cuando el ángulo de la tolva fuera de  $20^\circ$  pero aumentará el ángulo de fricción a  $28$  o más donde se tendrá un flujo en embudo (Holden, 2019).

Los requisitos para diseñar una tolva con un flujo en embudo son dimensionar la salida de la tolva lo suficiente grande para superar la obstrucción del material y hacer que la pendiente de la tolva sea lo suficiente inclinada. En las Figura 3.13-18 se muestran algunos diseños de tolvas con un patrón de flujo en embudo.



**Figura 3. 13- 18** Tolvas para un flujo en embudo. Tomado de Carson (1983).

Cuando se tiene una tolva con fondo plano su ancho " $BF$ " se estima mediante pruebas y su longitud debe de ser al menos tres veces el ancho. El diámetro mínimo de una salida circular " $DF$ " de ser mayor al diámetro crítico del canal que se desarrolla en la tolva permitiendo un canal estable, los sólidos que conforman el canal ayudan a que no exista una obstrucción.

Las dimensiones mínimas de la abertura de salida requieren conocer la resistencia cohesiva del material y fricción interna. El ángulo de inclinación de la tolva debe ser entre  $10^\circ$  a  $15^\circ$  más inclinada que el ángulo de fricción interna de la pared.

Para un flujo expandido, se utiliza un contenedor de flujo en embudo para la sección superior. Por lo tanto, el tamaño de la parte inferior debe ser mayor que el diámetro del "rat-hole" crítico  $DF$ . Luego se diseña la tolva la cual debe tener las características de un flujo en masa en la Figura 3.13-19 se muestran algunos diseños de tolvas con un patrón de flujo expandido.

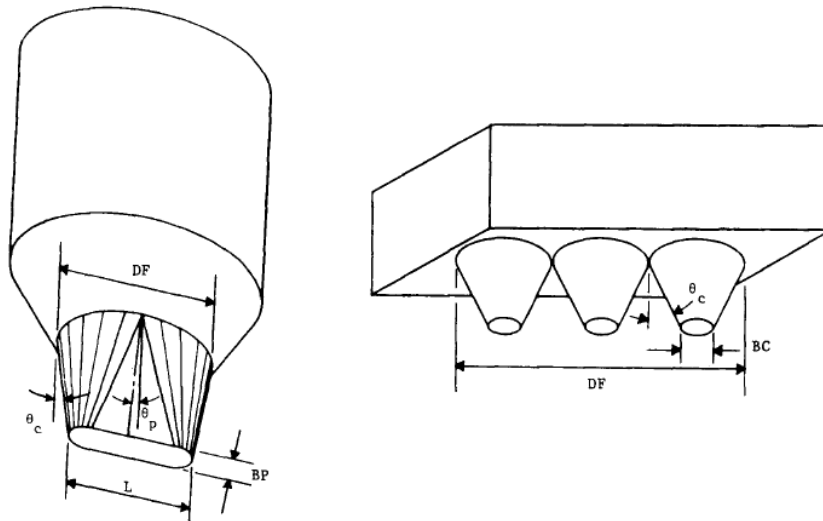


Figura 3. 13- 19 Tolvas para un flujo expandido. Tomado de Carson (1983).

### Consideraciones de la geometría de una tolva.

Cuando se selecciona la forma y geometría de las tolvas se deben de considerar cuestiones estructurales y de flujo. Un cilindro puede resistir la presión interna a través de la tensión de los aros, mientras que las paredes planas están sujetas a flexión.

Carson et al. (2002) mencionan algunos factores a considerar al elegir la geometría de una tolva:

- Bordes de las tolvas. Las tolvas piramidales generan un patrón de flujo de embudo debido a que sus paredes fluyen convergen hacia el centro y son menos inclinadas. Las formas cónicas tienen una mayor probabilidad de proporcionar un flujo en masa debido a que no tiene esquinas.
- Altura de la tolva. Una tolva piramidal puede ser de 10 a 12 pulgadas menores que una tolva cónica pero aun así promueven el flujo en masa. Esto puede presentar ahorros significativos en el costo de la tolva que puede ser crucial cuando existe un área limitada por la altura en donde se instalará.
- Tamaños de la descarga. Para superar los arcos cohesivos que forma el material, una tolva cónica debe tener un diámetro de salida que sea aproximadamente el doble del ancho de la descarga que una tolva piramidal. Por lo tanto, las tolvas cónicas requieren de alimentadores más grandes.
- Desgaste. Debido al área de la sección transversal de una salida ovalada, el caudal es mayor que en una tolva cónica o piramidal se tiene un mayor desgaste.
- Costos de inversión. Cada tipo de tolva debe de analizarse de manera independiente, regularmente una tolva piramidal requiere un menor espacio que se traducen en un menor costo que una tolva cónica donde el tamaño del alimentador debe ser grande siendo más costoso.
- Puntos de descarga. En la mayoría de las operaciones se requiere que el material se descargue a largo de una línea central del contenedor para que el material fluya. Además, un solo punto de entrada y una sola salida garantiza una mayor estabilidad estructural.



Algunas consideraciones adicionales son:

- Compuertas. Las compuertas deslizantes en la descarga de la tolva deben usarse solo para fines de mantenimiento y no para controlar o modular el caudal.
- Alimentadores. El diseño del alimentador es igual de importante que el diseño de la tolva. El alimentador debe permitir que se extraiga el material de manera uniforme a través de la descarga.
- Condiciones de desgaste. La manipulación de un material altamente abrasivo puede generar un desgaste prematuro de la tolva. Al cambiar las condiciones de las paredes de las tolvas puede cambiar el patrón del flujo del material.
- Problemas en el diseño estructural. Es importante que la tolva está diseñada para resistir las cargas.
- Problemas de fluidez. Cuando el material tiene una fluidez baja no deben almacenarse. Este material desarrolla huecos dentro de la tolva e impone cargas dinámicas cuando el material colapsa produciendo vibraciones y fallas a la estructura.

### **Dimensionamiento de la descarga.**

En la descarga de las tolvas se utiliza un alimentador para controlar la extracción del material. Por lo tanto, es importante conocer la velocidad del flujo a través de la descarga de la tolva que no debe de exceder la velocidad de operación máxima esperada por el alimentador. Esto asegura que el alimentador siempre cuente con material.

Carson et al. (2002) desarrollaron un procedimiento para dimensionar la abertura de descarga:

1. Se debe calcular la relación entre el ancho o diámetro de descarga y el tamaño de la partícula "B". Es probable que el flujo del material se detenga si el ancho de salida es menor a aproximadamente seis veces el tamaño de la partícula con mayor diámetro. Con una ranura ovalada es probable que se tenga problemas si la relación entre el ancho y el tamaño de las partículas es inferior a 3:1.
2. Se debe de conocer la granulometría del mineral esto ayudará a identificar si será una tolva de finos o gruesos. Cuando se tratan de finos el material fluye fácilmente debido a que el flujo no dependerá de la cohesión del sólido. Cuando el material es grueso puede ser que no fluya fácilmente, por lo tanto, se debe aumentar el tamaño de la descarga o disminuir la fricción entre la pared de la tolva para permitir que el material fluya con facilidad.
3. Se debe determinar los caudales máximos. El material fluye con facilidad si la relación entre el tamaño de la salida, si el tamaño de la partícula es grande, entonces el caudal máximo alcanzable por la descarga está dado por:

$$Q = 3600 \gamma A [Bg/2(1 + m)\tan(\theta)]^{1/2} \quad (3.13.27)$$

Donde:

Q: Caudal, lb/hr.

$\gamma$ : Densidad aparente del material, lb/ft<sup>3</sup>.

A: Área de la abertura de salida, ft<sup>2</sup>.

B: Diámetro o ancho de la abertura de salida, pies.

g: Constante gravitacional, 32 pies/s.

m: Constante con un valor de 1 para tolvas cónicas y 0 para las demás.

$\theta$ : Ángulo de la tolva medido desde la vertical, grados.

### Método de Jenike.

El esfuerzo "s" en un arco estable de material, así como la fuerza normal que generan las paredes de la tolva sobre el material "p" son funciones lineales del ancho de la tolva "B". Tanto "s" y "p" son cero en el vértice de la tolva. Esta relación se denomina factor de flujo ( $ff = p/s$ ) y mide la capacidad de flujo de una tolva.

El análisis de la presión durante el flujo se basa en la teoría de la plasticidad, aprovechando el hecho que la presión en la región de salida es proporcional al ancho "B". Considerando la presión a lo largo de la pared, la expresión para el esfuerzo en los arcos de material estable está dada por:

$$s = A\gamma BH(\theta') \quad (3.13.28)$$

Donde:

$\gamma$ : Densidad aparente del sólido,  $lb/ft^3$ .

A: Área de la abertura de salida,  $ft^2$ .

B: Diámetro o ancho de la abertura de salida, ft.

$H(\theta')$ : Esta en función del ángulo de inclinación la tolva y la forma este Figura 3.13-20.

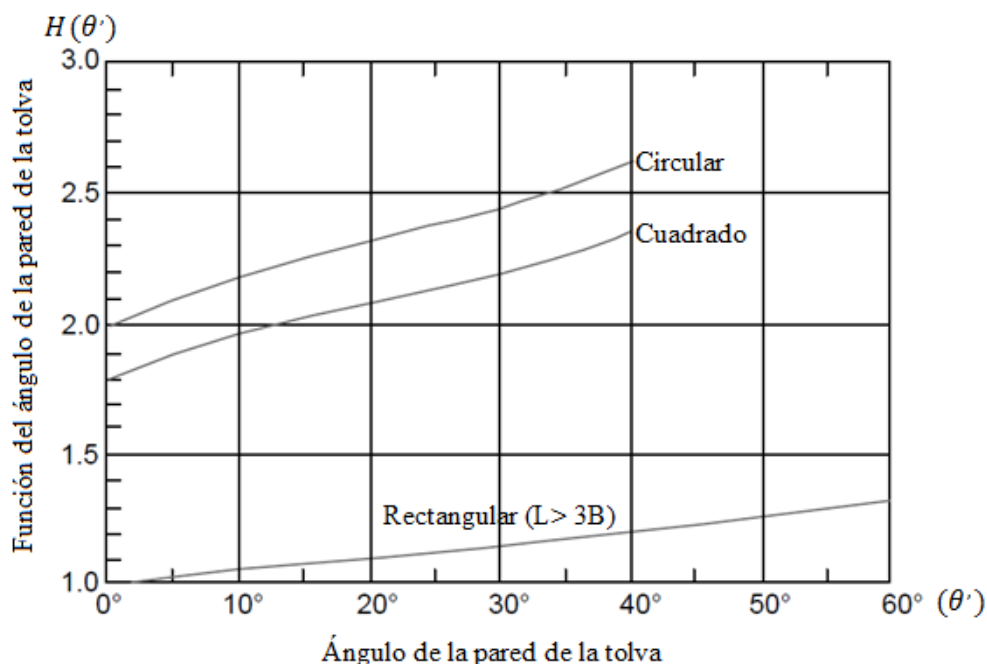


Figura 3. 13- 20 Función del ángulo cinemático de la pared de la tolva  $H(\theta')$ . Adaptado de Weiss (1985).

Bajo estas circunstancias el factor de flujo es independiente de la densidad del sólido y las dimensiones de la tolva, depende de la sección de la tolva, ángulo de inclinación y ángulo de fricción del sólido. Los valores de los factores de flujo han sido calculados y trazados para tolvas cónicas y en cuña para diferentes rangos de inclinación y ángulos de fricción. Las cartas de Jenike (1966) se muestran en la Figura 3.13-21 y 3.13-22.

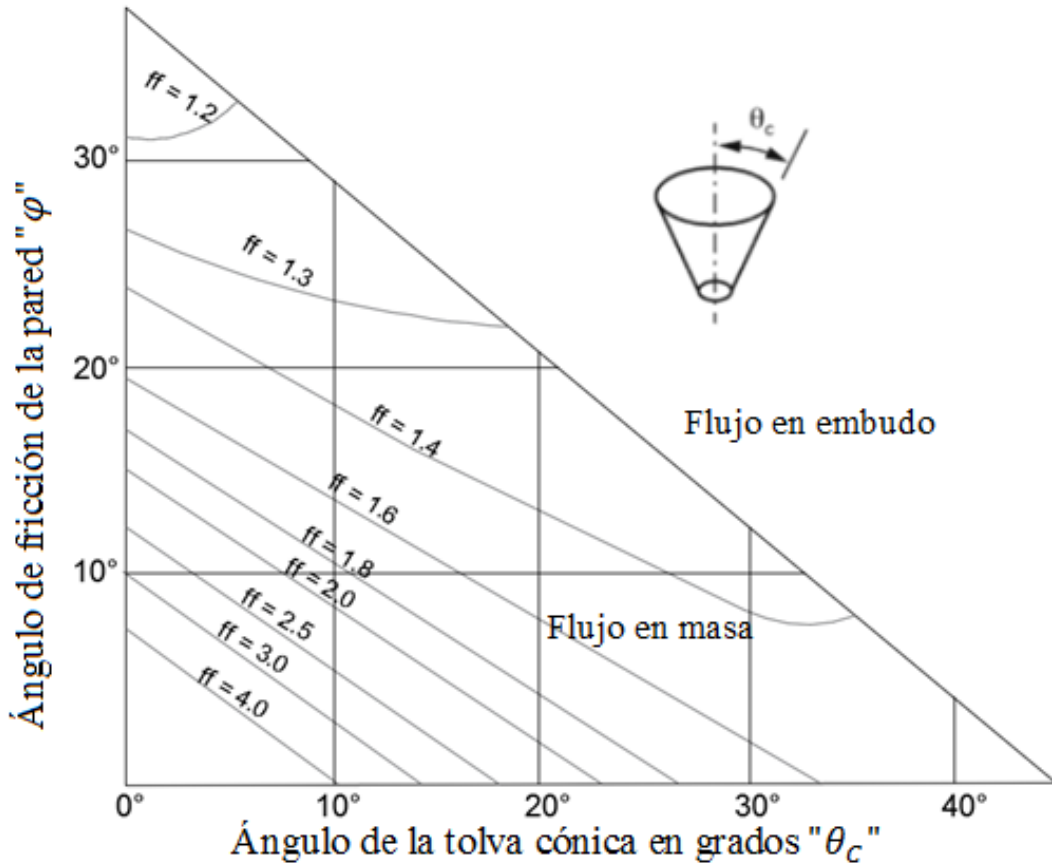


Figura 3.13- 21 Cartas de factores de flujo para tolva cónicas – flujo másico. Adaptado de Jenike (1966).

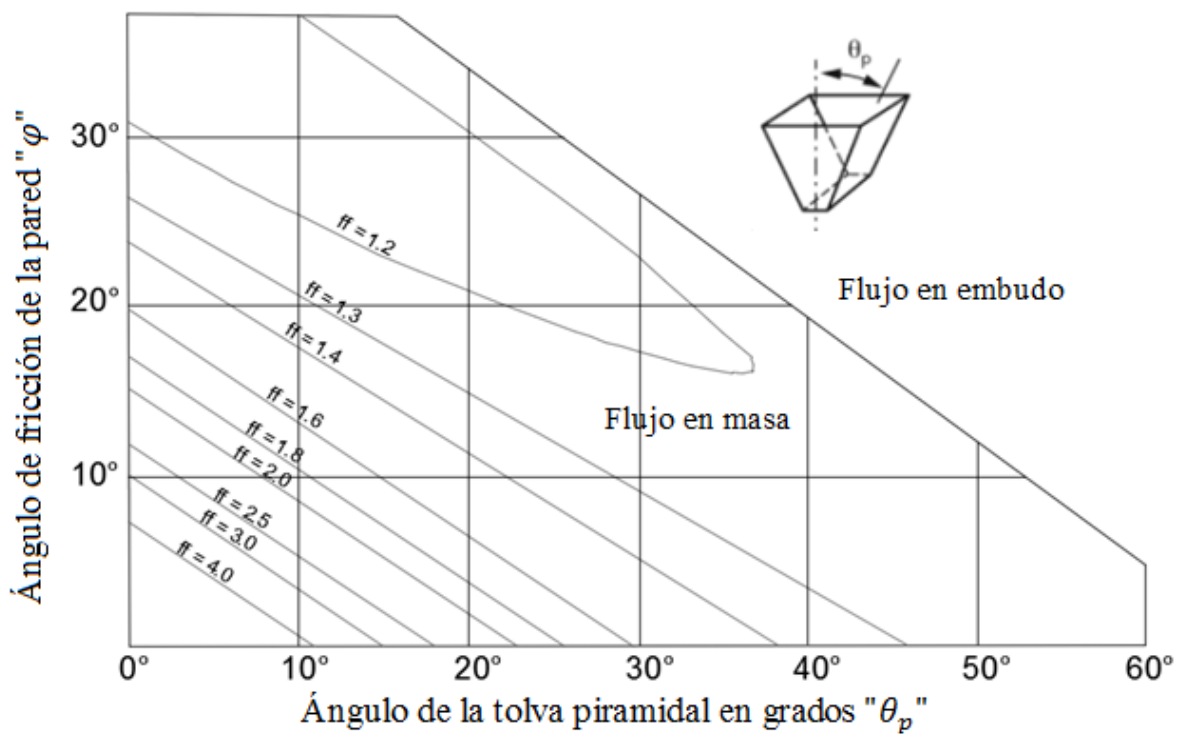


Figura 3.13- 22 Cartas de factores de flujo para tolva de fondo piramidal – flujo másico. Adaptado de Jenike (1966).

Cuanto menor sea el valor de " $ff$ " el material fluye por el canal. Por lo tanto, las mejores combinaciones del ángulo de inclinación y ángulo de fricción se encuentran en los diagonales con valores bajos para " $ff$ ". Se puede concluir que haciendo las paredes de las tolvas inclinadas o lisas proporcionan un correcto flujo del sólido que conduce a presiones más alta y mayores rendimientos a pesar de los arcos de material.

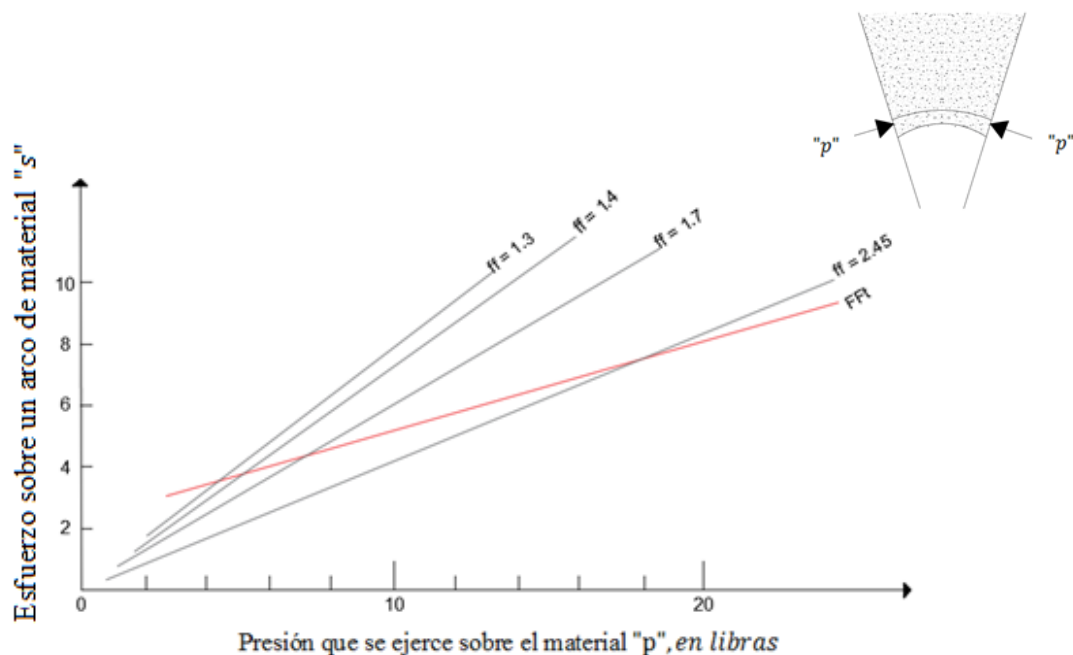
Por lo tanto, el ancho o diámetro de la tolva se puede determinar mediante la expresión:

$$B = \frac{s H(\theta')}{A\gamma} [ft] \quad (3.13.29)$$

La longitud para las tolvas de transición está dada por:

$$L \geq 3 B \quad (3.13.30)$$

Para estimar el valor de " $s$ " mediante el gráfico desarrollado por Jenike (1966) para flujos en masa, la Figura 3.13-23 para flujos en expansión. La intersección de la recta del factor de flujo y la recta de la función del flujo " $FFt$ " permite calcular el esfuerzo crítico " $p$ " donde no se forma un arco que soporte el contenido de la tolva y permita que el material fluya cumpliendo que el esfuerzo sobre el arco es mayor que la fuerza cohesiva de las partículas (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 8).



**Figura 3. 13- 23** Esfuerzo sobre el arco de material y presión que se ejerce para su flujo. Adaptado de Weiss (1985).

Para flujos en embudo el diámetro mínimo " $L$ " es utilizado para asegurar la estabilidad del canal de flujo que está determinado por:

$$B = \frac{s G(G(\varphi))}{A\gamma} [ft] \quad (3.13.31)$$

Donde  $G_{(\varphi)}$  es una función del ángulo de fricción interno Fig. 3.13-24.

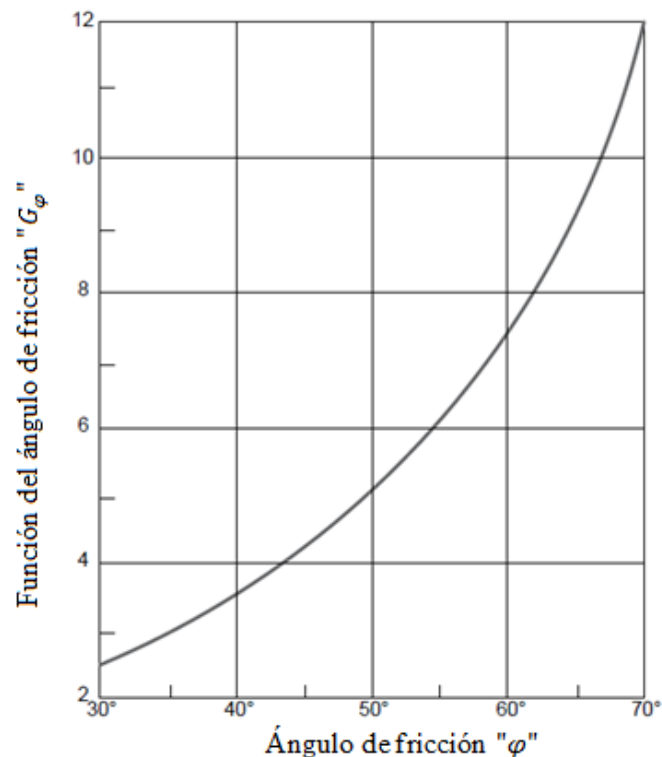


Figura 3. 13- 24 Función del ángulo de fricción interno estático. Adaptado de Weiss (1985).

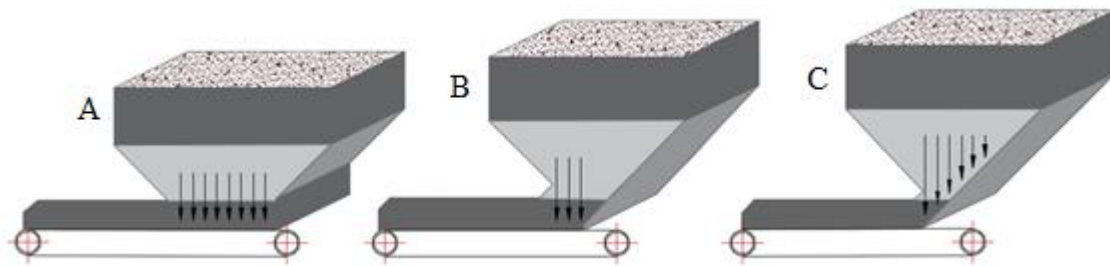
En el Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 4 se muestra un caso de estudio de la mina de Kittila donde se aborda el diseño de la tolva principal y los problemas de flujo que se genera en la operación.

#### 3.13.2.4 ALIMENTADORES

Los alimentadores son dispositivos de descarga que proporcionan un medio de control de la descarga de los sólidos a granel almacenados. El correcto diseño del alimentador debe considerar las velocidades de flujo deseadas, entrega a una velocidad estable, dirección y tamaño de partículas adecuadas a manipular, siempre que el material fluya por gravedad de manera constante (Colijn, 2002).

Un alimentador consta de un contenedor con una tolva pequeña, equipado con una compuerta y un sistema de transporte; por ningún motivo se debe considerar a un alimentador como una bomba de succión. Las algunas ocasiones se adecua un chute para entregar el material al alimentador de una forma regular, existen casos donde no se usan alimentadores y en cambio la descarga se realiza con chutes y puertas corredizas (Wills y Finch, 2016).

En la Figura 3.13-25 se ilustra tres ejemplos de cómo actúa la carga de la tolva en el alimentador. En el caso A, la carga completa interactúa sobre el sistema de transporte. En el caso B la carga se reduce en partes por un cambio en la forma de la tolva. En el caso C, la carga sobre el sistema de transporte se elimina completamente y actúa sobre la pared de la tolva. Los casos B y C reducen la carga en el alimentador, pero estos casos reducen el área efectiva de salida, lo cual influyen en el patrón de flujo de los sólidos. La elección del diseño de la tolva esté relacionada con las características del material (Colijn, 2002).



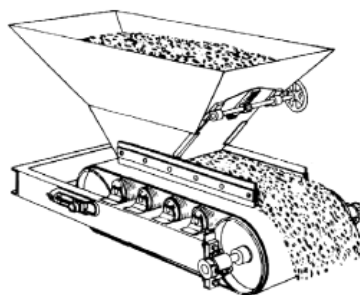
**Figura 3. 13- 25** Interacción de la carga de la tolva en un alimentador.

Al igual que en las instalaciones de almacenamiento, los alimentadores también se requiere caracterizar el material para su selección. El diseño de un alimentador comienza con el correcto dimensionamiento de la descarga; donde el tamaño de la abertura deber ser lo suficiente grande para permitir el paso del material a granel a una máxima capacidad.

Los alimentadores más utilizados en la industria minera son alimentadores de banda, alimentadores de placas y alimentadores vibratorios. Los alimentadores deben funcionar a una velocidad de operación para permitir el paso del material a una capacidad adecuada para la instalación de almacenamiento. Los alimentadores de placas se mantienen por debajo de los 14 m/min, en promedio mantienen velocidades de 9 m/min. Las velocidades de los alimentadores banda para mineral grueso y una alta densidad operan a 30 m/min y materiales ligeros operan con una velocidad hasta de 60 m/min.

### **Alimentadores de banda.**

Un alimentador de banda consiste en una banda de caucho continúa soportada por un par de rodillos y accionados por poleas que soportan y mueven la banda (Figura 3.13-26). Este sistema se encuentra contenidos en una sola estructura. El alimentador de banda regularmente se coloca debajo de una abertura de tolva de ranura alargada permitiendo que el material se descargue a lo largo de banda.



**Figura 3. 13- 26** Sección de un alimentador de banda. Tomado de CEMA (2002).

Sobre la banda se encuentra una tolva la cual tiene una salida en expansión hacia la dirección de alimentación. El diseño de la tolva requiere tener una expansión del  $10^\circ$  por cada 0.3 metros de longitud a cada lado de la banda, el canal generado por esta condición facilita un flujo uniforme desde la salida del alimentador. Comúnmente son utilizados debajo de tolvas y stockpiles siempre que el tamaño de la salida no exceda el 30 % del ancho de la banda.

Los alimentadores de banda varían en anchos de 0.6 a 1.8 m y tienen longitudes de 1.5 a 4.6 m. La capacidad de un alimentador de banda depende del ancho y una velocidad de la banda. De acuerdo con Nordberg (1993) la capacidad se puede estimar con la expresión:

$$Q = (A)(B)(S)(0.88) \quad [yd^3/h] \quad (3.13.32)$$

Donde:

*B*: Ancho de la abertura de la tolva del alimentador, ft.

*L*: Longitud de la tolva del alimentador, ft.

*S*: Velocidad de la banda en, ft/min.

Los alimentadores de banda son ideales para el manejo de materiales friables, gruesos, arcillosos o cohesivos. Las bandas están disponibles en anchos hasta de 3 metros, esto permite que los alimentadores puedan diseñarse para aberturas de descarga alargadas.

De acuerdo con Cojín (1968) la altura del lecho de material debe ser aproximadamente 1/3 del ancho de la banda. La potencia requerida para un alimentador de banda para una abertura de salida larga está dado por:

$$HP = \frac{2\gamma B^2 LS}{33,000} \quad (3.13.33)$$

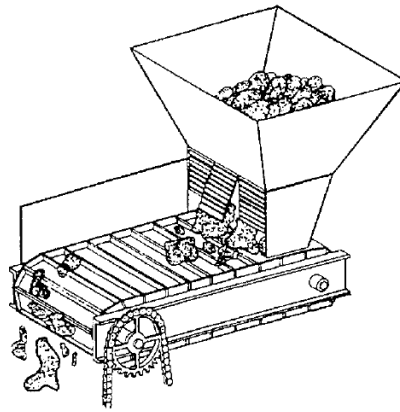
Donde " $\gamma$ " es densidad aparente del material,  $lb/ft^3$ .

Para una abertura de salida de una tolva cuadrada o circular:

$$HP = \frac{1.6\gamma B^2 LS}{33,000} \quad (3.13.34)$$

### **Alimentadores de placas.**

Su estructura consta de placas de acero al manganeso unidas por una cadena que sostiene las placas del alimentador en un riel central (Figura 3.13-27). Los alimentadores de placas se recomiendan para el uso donde las condiciones de impacto o tamaño de partícula impiden la aplicación de alimentadores de banda. Generalmente se utilizan para el manejo de materiales a grandes capacidades y se tiene un mayor porcentaje de gruesos debido a su mayor resistencia, por lo que la salida de la tolva de almacenamiento debe estar diseñada para permitir que partículas de gran tamaño pasen por la descarga. De acuerdo con las características del alimentador no es necesaria una criba que clasifique el material que ingresa al alimentador.



**Figura 3. 13- 27** Sección de un alimentador de placas. Tomado de CEMA (2002).

Estos alimentadores de placas pueden equiparse con placas hasta de ½” de espesor y se encuentran disponibles en anchos que van de 0.6 a 3.0 metros y longitudes de 2.4 a 30.5 metros. Estos alimentadores se utilizan como alimentadores en vertederos de camiones o cargas directas de equipos de acarreo, en trituradoras donde se manipulan minerales gruesos. Nordberg (1993) menciona que la capacidad está dada por:

$$Q = 2.2(d)(B)(S)(f) \quad [yd^3/h] \quad (3.13.35)$$

Donde:

*d*: Profundidad del lecho de material, ft.

*B*: Ancho de la abertura de la tolva del alimentador, ft.

*S*: Velocidad de la banda, ft/min.

*f*: Este un factor de alimentación el cual es 0.8 y varía de acuerdo a las condiciones de cómo fluya el material al alimentador.

### **Alimentadores vibratorios.**

Estos alimentadores utilizan la vibración para inducir el movimiento de las partículas que sale de la tolva (Figura 3.13-28). El material proveniente de la tolva descarga sobre un canal donde se induce el movimiento de vibración. El canal se alimenta por una fuerza sinusoidal sobre una placa aun determinado ángulo. Cuando el alimentador está funcionando, la bandeja oscila a lo largo de una línea recta con una amplitud y dirección que está determinada por la fuerza motriz.



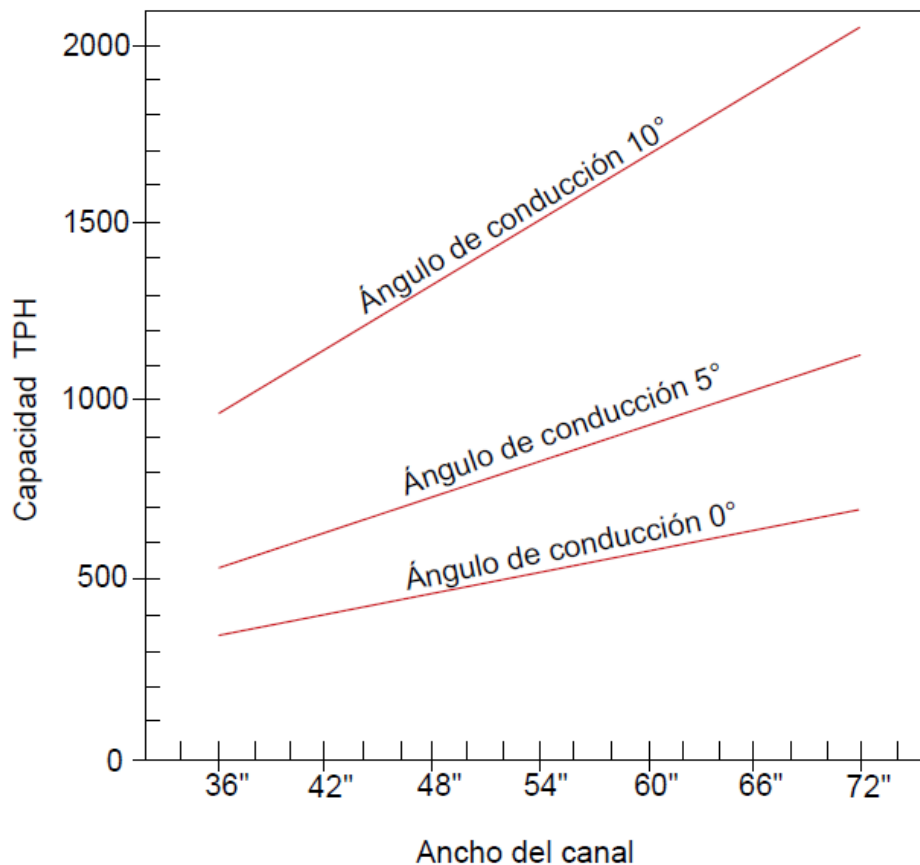
**Figura 3. 13- 28** Sección de un alimentador vibratorio. Tomado de CEMA (2002).



Esta fuerza proporciona una vibración lineal la cual se convierte en una serie repetitiva de lanzamiento que mueve al material en la bandeja. Este proceso se repite con cada partícula, el material se transporta a lo largo del canal de 0 a 80 ft/min, dependiendo de la combinación de la frecuencia amplitud, ángulo de accionamiento " $\theta$ " y la inclinación del alimentador. Estos parámetros, así como la profundidad del lecho de material y ancho del canal permiten capacidades hasta de 1,800 tph.

La frecuencia de estos alimentadores varía de 600 a 3,600 vibraciones por minuto; las amplitudes varían desde pocos milímetros hasta 8 mm, el ángulo de conducción oscila entre 20° a 45°. Para cualquier material existe una combinación de frecuencia, carrera y ángulo de conducción. Algunos alimentadores vibratorios son equipados con cribas para la clasificación del material. Estos alimentadores son utilizados en el producto de las trituradoras primarias para proteger a las bandas transportadoras (Telsmith, 2011).

Telsmith propone el siguiente gráfico (Figura 3.13-29) para estimar la capacidad de un alimentador vibratorio considerando el ancho del canal y el ángulo de conducción que desde 0° hasta 10° de acuerdo a lo indicado en el manual Mineral Processing de Telsmith.



**Figura 3. 13- 29** Capacidades de alimentadores vibratorios. Adaptado de Telsmith (2011).

La selección del tipo de alimentador a utilizar depende de los siguientes factores:

- Robustez (resistencia del alimentador al impacto del material)
- Tamaño de partícula.
- Capacidad.
- Necesidad de la eliminación de acumulaciones de material.
- Capacidad para manejar material abrasivo.
- Capacidad para manejar material arcilloso.
- Ubicación en el circuito.
- Posibilidad de derrames.
- Necesidad del control de polvos.
- Facilidad de limpieza.
- Facilidad de control.

Carson y Holmes (2002) establecieron las características de los tipos de alimentadores para lograr una correcta selección:

#### **Alimentador de banda.**

- Puede manejar un tamaño de partícula menor o igual a 150 mm
- Puede alcanzar altas capacidades hasta de 3,000 toneladas métricas por hora
- No es recomendable en operaciones donde el material es de alto impacto, especialmente si el alimento es abrasivo porque puede dañar a la banda.
- No recomendable para manejar materiales húmedos o arcillosos, porque genera la acumulación de este material sobre la banda.
- Se tiene un control eficiente al cambiar la velocidad de la banda y puede ser reversibles.

#### **Alimentador de placas.**

- Su diseño es muy robusto le permite manejar el material proveniente de mina.
- Tiene una buena resistencia al impacto.
- Resistente a materiales abrasivos.
- Se adapta mejor a una alimentación fluida y no a un material arcilloso con alta humedad.
- Requiere un sistema de control de polvos por goteo para capturar y eliminar los derrames de finos.
- Permite la alimentación de gruesos.

#### **Alimentadores de placa vibratoria.**

- Permite la eliminación de finos durante el transporte del material.
- Es muy robusto para usarse en la alimentación de una trituradora primaria.
- Resistente al impacto.
- Puede emplearse para manejar el material proveniente de mina.
- Puede manejar materiales abrasivos.
- Es empleado para el manejo de materiales arcillosos con alta humedad.

Teniendo en cuenta las anteriores características, para la selección de un alimentador se debe proporcionar la siguiente información:

- Tipo de flujo; es decir si es flujo es constante o intermitente.
- Grado de control deseado del caudal de descarga indicando descargas mínimas y máximas.
- Tipo de extracción requerida del punto. Esta característica está en función del patrón de flujo con el objetivo de evitar la segregación, tiempo de residencia o deterioro del material.
- Cargas que actúan sobre el alimentador, con el objetivo de valorar las condiciones a las cuales será sometido el alimentador.

En la selección del alimentador también influye la experiencia de los operadores con cada tipo de alimentador y la disponibilidad de repuestos. Para la selección adecuada de un alimentador se debe de seguir el siguiente proceso adoptado por Carson y Holmes (2002) y Telsmith (2011):

1. Determinar el tamaño máximo de las partículas. Cuando se tiene un tamaño menor a ½ pulgadas se puede utilizar cualquier tipo de alimentador. Cuando se superan las 6 pulgadas las opciones se limitan a un alimentador de placas o vibratorio.
2. Identificar si el desgaste provocado por las partículas es una preocupación. Si el desgaste que provoca el material representa un factor primario se deben de evitar los alimentadores de banda y de placas. Los alimentadores de canal vibratorio es una buena opción.
3. Evaluar la probabilidad y frecuencia con la cual el material puede caer sobre el alimentador. Cuando el material es abrasivo puede causar daños a la banda transportadora de un alimentador. Las opciones más recomendables es un alimentador de placas o vibratorio.
4. Identificar la configuración de la salida de la tolva y el patrón de flujo al cual se conectará el alimentador. Cuando la abertura de descarga de la tolva es cuadrada y cónica no presentan una restricción en la elección del alimentador. Cuando se presenta una abertura alargada se requiere de un alimentador de banda. En algunas ocasiones un alimentador vibratorio puede ser una opción si el ancho y la longitud es la adecuada.
5. Decidir si se requiere un control volumétrico o gravimétrico. Los alimentadores se pueden clasificar en estas dos categorías. Un alimentador modula y controla la velocidad de la descarga volumétrica de la tolva (pies cúbicos por hora). Los alimentadores gravimétricos modulan el caudal másico, en estos alimentadores se descarga determinada masa de material y luego este se apaga automáticamente. Los alimentadores de bandeja vibratoria pueden controlar el flujo de forma volumétrica, mientras que los alimentadores de placas y banda pueden usarse para cualquier aplicación.
6. Determinar la temperatura máxima de operación. Una banda transportadora de caucho está limitada a una aplicación de 450° F y los alimentadores vibratorios están limitados a temperaturas mayores de 1,000° F.

7. Determinar las toneladas por hora a manipular, incluidas las máximas y mínimas. El alimentador elegido debe cumplir con la demanda máxima del proceso y la máxima descarga. Los alimentadores de banda pueden manejar hasta 3,000 toneladas por hora, mientras que los alimentadores vibratorios solo pueden manejar un sexto de este valor. Las toneladas mínimas por hora se determinan con el rendimiento mínimo en el cual puede operar el alimentador pueda reducir su capacidad hasta un 10:1.
8. Peso por pie cúbico del material (densidad aparente). La estructura del alimentador debe de soportar la carga que se ejerce mediante la descarga de lo contrario la seguridad de la operación está en riesgo. Los alimentadores de banda son sensibles a una gran carga.
9. Limitaciones de espacio en las instalaciones de la planta de beneficio. La selección de la capacidad del alimentador está en función de sus dimensiones, si en planta no se cuenta con el área que demanda la instalación del alimentador se debe de considerar otras opciones los alimentadores puede llegar a tener un ancho de 72 pulgadas.
10. Considerar otros requisitos operativos. Por ejemplo, si el material a granel se va a alimentar a un entorno presurizado se puede utilizar un transporte neumático a presión. Si el derrame de material al entorno es conflictivo se debe evitar alimentadores de banda o placas.
11. Determinar las características del material que pueden afectar la operación del alimentador. Es fundamental determinar su densidad, forma de las partículas y abrasividad. Factores como la abrasividad y forma de las partículas condicionan el uso de los alimentadores de banda. Cuando la generación de polvos es un problema se debe considerar que el alimentador este sellado o totalmente cerrado.
12. Características de operación. Determina las toneladas o metros cúbicos que se extraerán de la instalación de almacenamiento.

Después de la selección del alimentador se debe establecer sus características de operación:

- Seleccionar el ancho del alimentador, que determinar el tamaño máximo de las partículas a manejar, la profundidad del lecho de partículas y la velocidad de transporte.
- Se debe de verificar que se cumple con la capacidad del alimentador de acuerdo a las tablas de los fabricantes.
- Determinar los caballos de fuerza necesarios para la operación del alimentador seleccionado.

La altura del lecho de partículas mediante la siguiente expresión:

$$D = \frac{50 (TPH)}{W(FPM)} \quad [ft] \quad (3.13.36)$$

Donde:

D: Altura del lecho de partículas, ft.

TPH: Capacidad,  $ft^3/min$ .

FPM: Velocidad del alimentador, ft/min.

W: Ancho del alimentador, ft.

### 3.13.3 BANDAS TRANSPORTADORAS

Las bandas transportadoras son el método más popular para el transporte de materiales horizontalmente o sobre una pendiente. Las bandas transportadoras han desplazado otros métodos para el transporte de materiales como los transportadores de tornillo, transportadores vibratorios, elevadores de cangilones y los sistemas de transporte neumáticos.

Las bandas transportadoras son utilizadas para el transporte de minerales en operaciones superficiales y subterráneas, los cambios en los costos promedio de los equipos, mano de obra y combustibles convierten a las bandas transportadoras en el medio más económico para mover grandes toneladas de material a granel de un punto a otro, llegando a longitudes hasta de 30 kilómetros (Duncan y Levitt, 1990).

Las bandas transportadoras se pueden configurar para seguir diferentes perfiles topográficos, su diseño puede ajustarse a cualquier ruta de transporte. La única limitante es la resistencia de la banda, ángulo de inclinación y espacio disponible. En este capítulo se abordará el diseño básico para bandas transportadoras para un mayor contexto se recomienda consultar las referencias de este capítulo.

De acuerdo con Alles (2008) una banda transportadora consiste esencialmente en una tela recubierta de caucho o una banda de cable de acero soportada por un conjunto de poleas en cada extremo, rodillos de soporte y un sistema de tensión (Figura 3.13-30). CEMA (2002) muestra las configuraciones típicas en el diseño de bandas transportadoras se muestran en el Apéndice B –XVIII.

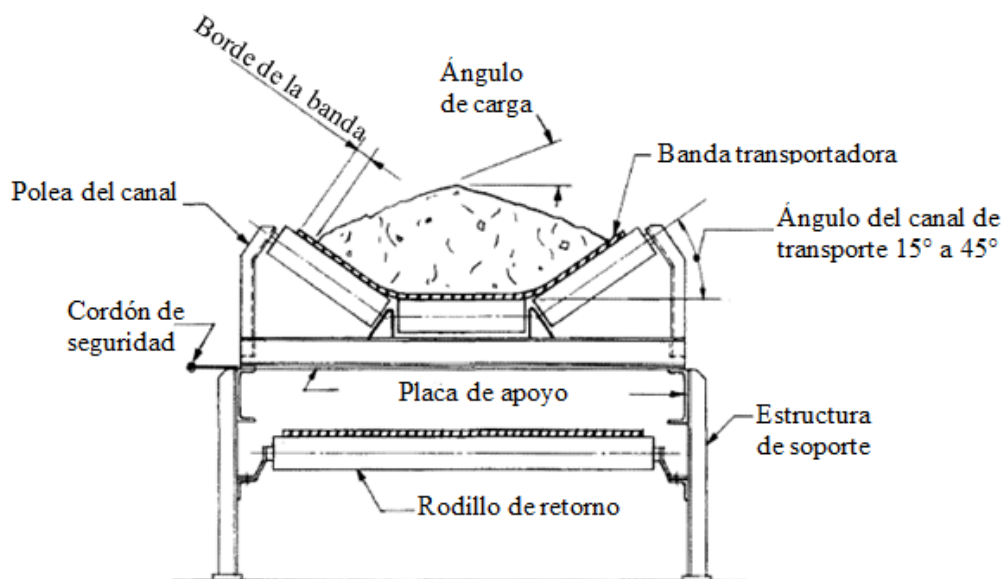


Figura 3. 13- 30 Sección de una banda transportadora. Adaptado de Kennedy (1990).

El movimiento de las bandas transportadoras ocurre entre dos puntos sobre una serie de rodillos de soporte en forma de canal, propulsados por una polea motriz (tambor) y regresa a través de una segunda polea.

Algunas definiciones importantes para el diseño son:

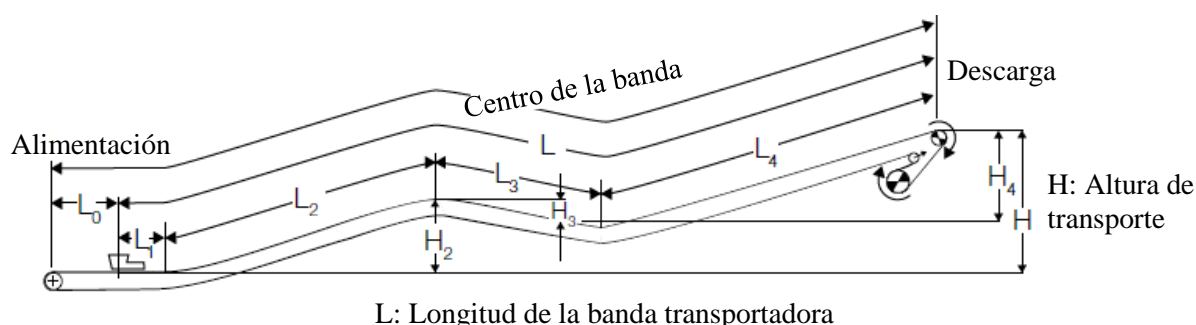
**Ángulo del canal.** Ángulo entre del rodillo extremo del canal y la horizontal.

**Ángulo de carga.** Durante el transporte del material es el ángulo entre la tangente al borde exterior de la carga donde entra en contacto la banda y la horizontal.

**Centro de la banda transportadora.** Distancia media entre la polea de cabeza y la polea de cola, considerando la circunferencia de la polea.

**Longitud de transporte.** Distancia entre el centro del punto de carga del material y el eje de la polea de descarga.

**Altura de transporte.** Diferencia de altura entre el punto de carga y descarga del material. La banda puede componerse con secciones de diferentes pendientes para producir la altura de la banda asignada para las diferentes longitudes, ver Figura 3.13-31.



**Figura 3. 13- 31** Dimensiones de una banda transportadora. Adaptado de Alles (2008).

CEMA (2002) indica que con base en el ángulo de carga y ángulo de reposo se pueden clasificar los materiales en tres categorías de acuerdo a su fluidez, ver Tabla (3.13-3).

**Tabla 3. 13- 3**  
Fluidez de los materiales.

Fluidez				
Flujo alto	Flujo libre	Flujo promedio		Flujo lento
Ángulo de carga				
5°	10°	20°	25°	30°
Ángulo de reposo				
0 - 19°	20 - 25°	30 - 34°	35 - 39°	Mayor a 40°
Características del material				
Tamaño uniforme (partículas pequeñas redondeadas).	Partículas redondeadas, sin puntas angulosas y con un peso medio.	Materiales irregulares, granulares o grumosos de peso medios.	Materiales comunes como rocas y la mayoría de los minerales.	Materiales irregulares o fibrosos.

Adaptado de CEMA (2002).

El extremo de descarga de la banda transportadora se le conoce como cabeza y el otro extremo donde el material alimenta a la banda transportadora se llama cola. Con el objetivo de evitar la holgura de la banda se aplica una tensión a través de un arreglo de poleas. La banda transportadora puede incluir poleas desacopladas que aumentan la cantidad de banda que se enrolla en la polea motriz.

Actualmente las bandas transportadoras utilizan rodillos de soporte de 35° con tres rodillos iguales, algunas operaciones especiales emplean ángulo y configuraciones de rodillos diferentes. Las velocidades de las bandas van desde 1 m/s hasta 8.5 m/s que permiten capacidades hasta de 40,000 tph. El ancho de las bandas está limitado a 3.2 m debido a parámetros de fabricación, este parámetro está determinado por la capacidad de la banda, velocidad y tamaño máximo de partícula.

Los parámetros básicos para el diseño de una banda transportadora incluyen la estimación del ancho de la banda, cálculo de la capacidad, velocidad de la banda, tensiones de la banda, requisitos de potencia y las especificaciones de la estructura, rodillos de soporte y la configuración de la transmisión. La Organización Internacional de Normalización (ISO), Institución Británica de Estándares (BSI), Instituto Alemán de Normalización (DIN) y la Asociación de Fabricante de Equipos de Transporte (CEMA) proporcionan métodos de diseño detallados, especificaciones, estándares y análisis respecto al diseño de bandas.

Las bandas transportadoras cortas (menores a 80 metros) manejan partículas gruesas y operan a baja velocidad, mientras que las bandas transportadoras de grandes longitudes (mayores a 80 metros) pueden operar a una mayor velocidad sin comprometer la vida útil de la banda.

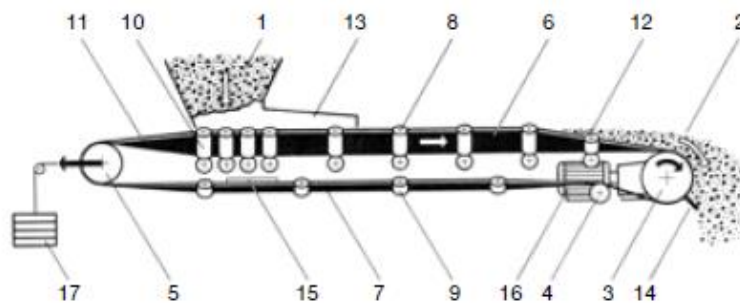
Yardley y Stace (2008) indican que el primer paso para el diseño de un sistema de transporte tiene que ver con el conocimiento del material que se debe mover, qué tan lejos se debe de mover, el ángulo de inclinación bajo al cual se puede transportar y las restricciones que se tiene para el diseño. El diseño correcto del ángulo de canal permite transportar la misma cantidad de material en una banda ancha y lenta que una banda estrecha de alta velocidad. La elección del ancho y la velocidad están en función de las características del material, el espacio disponible y la inversión requerida para el sistema.

Características del material como su granulometría, forma de las partículas, abrasividad, contenido de humedad y tendencia a degradarse o general polvos, gravedad específica y densidad aparente afectan el diseño de la banda transportadora, la clasificación de materiales propuesta por CEMA ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y almacenamiento – Tabla de clasificación CEMA - Material 1](#)) es un estándar para los ingenieros encargados del diseño.

Las velocidades de las bandas transportadoras de acuerdo a la BSI se encuentran entre 1.5 y 2.5 m/s. Es importante que se consulten estándares internacionales antes de definir el diseño de una banda transportadora.

La estructura de una banda transportadora soporta todos los componentes asociados al sistema transportador. La estructura de la banda transportadora proporciona una base firme y estable para el montaje de las poleas y rodillos de soporte, al mismo tiempo que permite que estos elementos se ajusten para permitir que la banda transportadora se mueva de manera segura (Nelson y Richins, 2019).

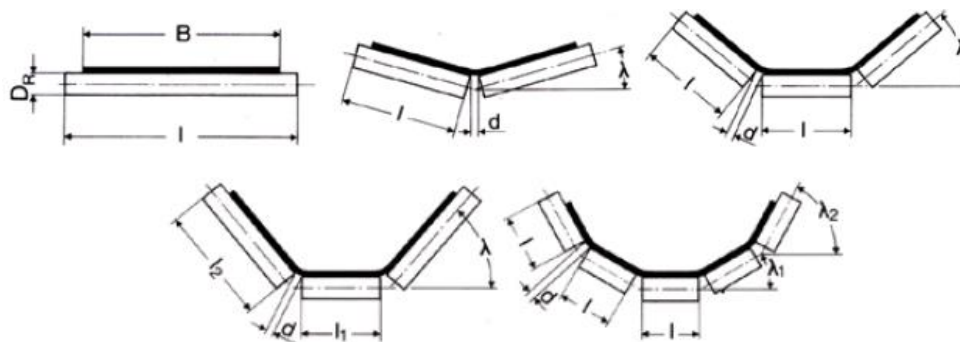
Los componentes de una banda transportadora continua se muestran en la Figura 3.13-32.



**Figura 3. 13- 32** Componentes de una banda transportadora. Leyendas: (1) Alimentación, (2) Descarga, (3) Polea de cabeza (4) Polea de desvío, (5) Polea de colas, (6) Banda superior, (7) Banda de retorno, (8) Rodillo de marcha, (9) Rodillos de retorno, (10) Rodillos de alimentación, (11) Zona de transición, (12) Transición de canal a plano, (13) Alimentación, (14-15) limpiadores, (16) Unidad de manejo y (17) Contrapeso. Adaptado de Alles (2008).

La estructura de la banda transportadora generalmente está hecha de acero estructural y deben diseñarse para montar los rodillos utilizando los estándares de CEMA 502. La estructura de las poleas y el sistema de soporte se deben de diseñar de acuerdo al estándar ANSI-CEMA B105 y CEMA 501.1 para el dimensionamiento y diseño de las poleas.

**Rodillos de soporte.** Su objetivo es transmitir la rotación de un eje a otro; además dan soporte y protección adecuada a las bandas y soporta la carga. Estos rodillos están equipados con rodamientos, sellos anti fricción y están montados en eje. Este sistema de soporte está compuesto por rodillos con longitudes y diámetros estandarizados, la longitud garantiza un soporte confiable de la banda y el diámetro depende de la velocidad de la banda transportadora, en la Figura 3.13-33 se muestran los arreglos establecidos para el sistema de soporte (Alles, 2008).



**Figura 3. 13- 33** Arreglos de los rodillos de soporte. Tomado de Alles (2008).

El diseño más utilizado es el arreglo de tres rodillos que permite la aplicación para diferentes anchos de banda con ángulos de canal de  $20^\circ$ ,  $30^\circ$ ,  $35^\circ$ ,  $40^\circ$  y  $45^\circ$ . El conjunto de rodillos o también llamado en “V” permite la aplicación con anchos de banda de 1,200 mm y un ángulo de canalización de  $10^\circ$  a  $15^\circ$ .



El conjunto de cinco rodillos es el menos utilizado por sus costos de inversión y mantenimiento, el ángulo del canal depende de la distribución de la carga, rigidez de la banda y tensión llegando en algunos casos a ser de 60°.

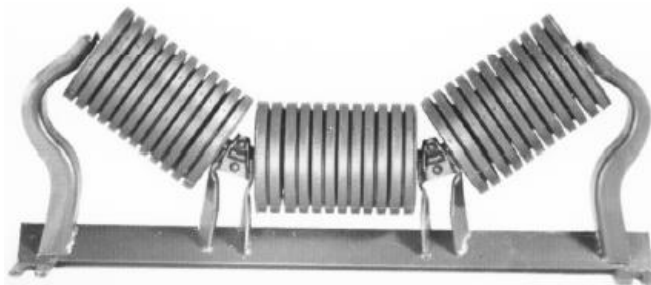
El estándar BS 8438 proporciona los detalles de las disposiciones geométricas de los rodillos espacios libres necesarios entre el conjunto de rodillos y la estructura de soporte para minimizar el daño a la banda. CEMA (2002) clasifica los rodillos de soporte en cuatro clases, cada una clasificada por una letra (A, B, C, D Y E) y un número que indica el diámetro de los rodillos en pulgadas (4, 5, 6, 7). La clase B es adecuada para un servicio liviano, clase C y D servicios medianos y la clase E para servicios pesados.

Dentro de los rodillos de soporte encontramos a los rodillos de transporte, los cuales soportan la carga durante el recorrido de la banda transportadora y los rodillos de retorno que soportan el recorrido cuando la banda se encuentra vacía. Los rodillos de transporte se denominan portadores, se fabrican de acero con un balero a ambos extremos, comúnmente están hechos de polietileno de alto peso otorgándole una protección a la corrosión. Los ángulos de canalización en el rodillo central llegan a ser de 20° hasta 35°. El diseño de tres rodillos son los más utilizados por su forma versátil para transportar en una sección transversal de carga máxima (Figura 3.13-34).



**Figura 3. 13- 34** Diseño del arreglo de tres rodillos Tomado de CEMA (2002).

Los rodillos de impacto comúnmente denominados “rodillos de amortiguación”, son utilizados en puntos de carga para minimizar el impacto resultante de la caída libre del material. Existen diferentes tipos de rodillos de impacto los cuales puede ser neumáticos, semi neumáticos, vulcanizados y de discos. Este último es la construcción más común (Figura 13.3-35) cada disco está hecho de un material resistente. La fila continua de discos brinda un mejor soporte a la banda que los neumáticos.



**Figura 3. 13- 35** Rodillos de impacto. Tomado de CEMA (2002).

Existe un diseño de ruedas de soporte especiales que son suspendidas o colgantes las cuales permite un patrón de dos, tres o cinco rodillos. Normalmente, las unidades de dos rodillos son utilizadas como rodillos de retorno, las unidades de tres y cinco rodillos se utilizan como rodillos de transporte o impacto. El diseño suspendido ayuda en la alineación de la banda y maneja partículas gruesas e irregulares debido a las conexiones flexibles. Los rodillos de retorno se encuentran suspendidos debajo de los rodillos de transporte, comúnmente los rodillos se montan de modo que el recorrido de retorno de la banda sea visible debajo de la estructura.

**Poleas.** Las poleas son cilindros que giran alrededor de un eje, existen diferentes tipos de poleas como se muestra en la Figura 3.13-36. En las bandas transportadoras proporcionan la entrada de energía que cambia la velocidad de la banda o modifica la tensión de la banda a medida que se desplaza. Dentro de los componentes encontramos a las poleas de transporte y retorno. El tamaño de las poleas es importante en términos de velocidad, pero también debe tenerse en cuenta las tensiones inducidas en la banda al pasar alrededor de la polea.



**Figura 3. 13- 36** Poleas con relieve y lisas. Tomado de CEMA (2002).

El diámetro de las poleas esta estandarizado por la ISO-3684 donde se proporciona una orientación sobre la elección de diámetros mínimos de polea y estándares como la DIN-22101 y BS-8438 proporciona las tablas de diámetros mínimos de polea recomendados para el diseño de una banda considerando, los siguientes aspectos:

- Tensión máxima prevista de la banda
- Grosos de la banda
- Construcción de la banda
- Porcentaje de la tensión máxima permitida.

Los anchos mínimos recomendados para la polea estándares se proporcionan en la BS 8438 y ANSI-CEMA 501.1. La mayoría de las poleas están hechas de acero, el tambor de la polea gira alrededor del eje apoyado por rodamientos que tienen sellos para evitar la exposición al material transportado, polvos y agua. La superficie de las poleas y tienen un recubrimiento con caucho, poliuretano para aumentar el coeficiente de fricción entre la banda y poleas.

**Bandas.** Las bandas transportadoras están estandarizadas por la DIN 22102, las bandas están hechas de caucho natural o sintético con diferentes bases como textiles y cables de acero (Figura 3.13-37).



**Figura 3. 13- 37** Diseño de bandas transportadora. Tomado de CEMA (2002).

Las bandas transportadoras tienen tres componentes carcasa, cubierta superior y cubierta inferior. Estas tres capas proporcionan a la banda sus propiedades mecánicas, resistencia al desgaste, abrasión, impacto, corrosión y temperaturas extremas. La correcta selección y diseño de una banda transportadoras requiere calcular los siguientes parámetros:

- Tensión para superar la resistencia a la fricción de los rodillos.
- Tensión para superar la resistencia para deslizar entre la banda y los rodillos de soporte.
- Tensión para superar la resistencia entre la banda y la carga cuando la banda pasa sobre los rodillos de soporte.
- Tensión para superar la resistencia a la fricción de la banda con las poleas de los extremos.
- Tensión para superar la resistencia a la fricción de los raspadores de limpieza.
- Efectos sobre la banda transportadora ante diferentes temperaturas.

La capacidad para elevar el material transportado sobre una pendiente requiere una mayor potencia para superar la fricción; este dato es importante para proporcionar una estimación de la potencia. La potencia requerida para acelerar todo el sistema, junto con la potencia para acelerar continuamente el material conjuntamente con la potencia de funcionamiento otorga un valor estimado del motor.

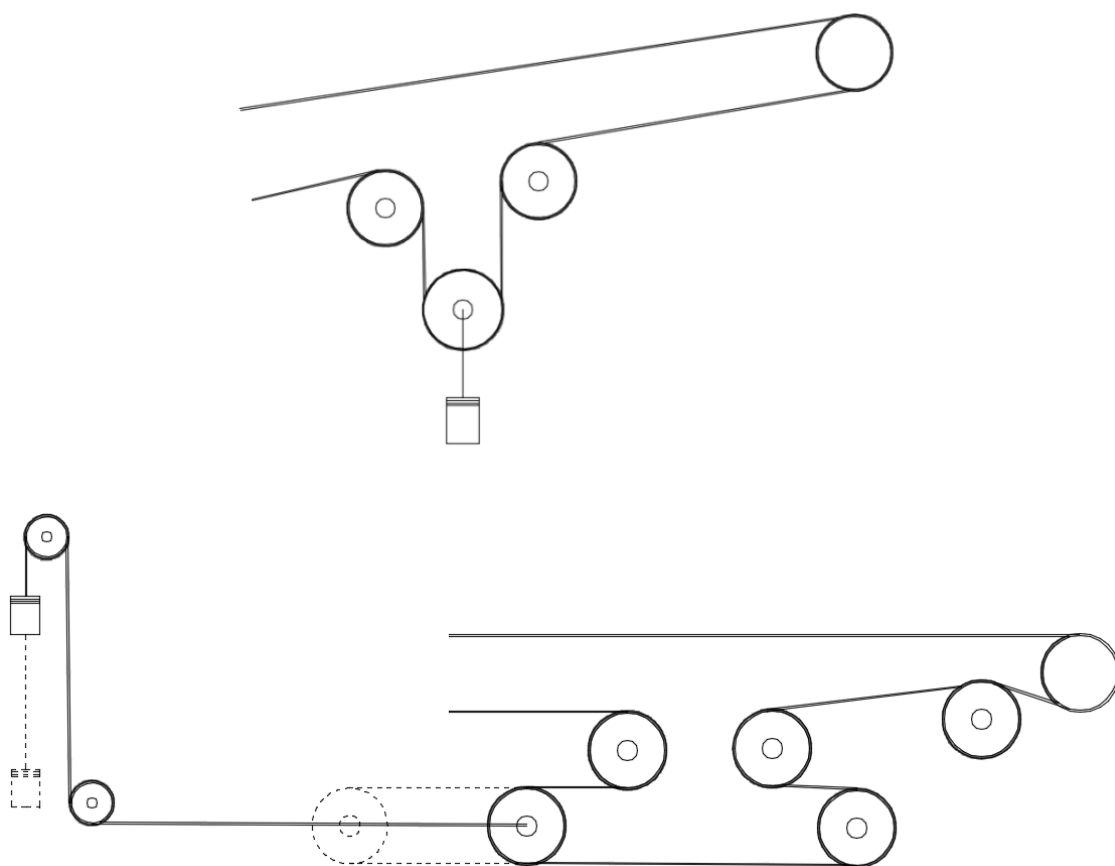
**Sistemas de accionamiento.** El sistema de accionamiento incluye el motor eléctrico, el mecanismo de arranque y el sistema de acoplamiento. En todos los sistemas el motor debe estar acoplado a la polea de transmisión. Los sistemas de acoplamiento conectan el motor a la polea de transmisión y deben proporcionar la velocidad de rotación requerida por la polea. También otorga una aceleración controlada y evita daño al motor. La mayoría de los sistemas de accionamiento incluyen un sistema de frenado (Nelson y Richins, 2019).

**Sistema de tensión.** El sistema de tensión en el retorno de la banda evita el deslizamiento de la banda de transmisión, compensa los cambios en la longitud de la banda como resultado del estiramiento y restringe la cantidad de pandeo en los rodillos de soporte. Las bandas transportadoras al construirse a base de polímeros sufren un estiramiento temporal resultado de las tensiones que se les aplica. Estas tensiones varían durante el ciclo de funcionamiento a medida que se acelera y descarga de la banda transportadora. Por lo tanto, la banda sufre un estiramiento permanente debido a las variaciones de la tensión durante el ciclo operativo (Yardley y Stace, 2008).

El dispositivo de tensión debe adaptarse a tipo de banda, tolerancias en los parámetros de instalación como la longitud, velocidad, arranque, frenado, cambios de temperatura y cambios de tensiones (Nelson y Richins, 2019).

De acuerdo con Yardley y Stace (2008) para bandas transportadoras cortas o servicios livianos, el sistema de tensión se puede hacer mediante un tornillo que opera en los alojamientos de los cojinetes en la polea de cola que tensa el sistema de transporte. Con este sistema no se mide la tensión y el ajusta resulta impredecible; es necesario instalar una protección y no se deben de realizar ajustes mientras que la banda está en funcionamiento.

Cuando la banda transportadora es de mayor longitud, el sistema de tensión a utilizar es el de gravedad con el objetivo de mantener una tensión predeterminada. En este sistema se instala un contrapeso en una polea o cable. Para esta operación se requiere suficiente espacio, la captación del peso se puede realizar como se muestra en la Figura 3.13-38, este sistema utiliza una torre, esta torre se monta en un carro sobre una pista para que se pueda mover según sea necesario por el contrapeso aplicado y los cambios de longitud en el sistema. Cuando no se cuenta con suficiente espacio para la tensión se utiliza un motor hidráulico.



**Figura 3. 13- 38** Tensión de la banda transportadora por contrapesos. Adaptado de Yardley y Stace (2008).

El equipo auxiliar es una subcategoría de los componentes de una banda transportadores donde se encuentran:

1. Alimentadores que distribuyen el material sobre la banda transportadora a una velocidad uniforme.
2. Limpiadores y rascadores ayudan a limpiar la banda mientras está en movimiento.
3. Chutes los cuales dirigen el material que se descarga para su transporte.

4. Tripper o carro repartidor permiten que el material se descargue a lo largo de la banda transportadora.
5. Dispositivos de pesaje los cuales se utilizan para pesar el material mientras está en movimiento.
6. Muestreadores en línea.
7. Equipos contra incendio los cuales reducen el riesgo de incendios en la banda.
8. Electroimanes los cuales eliminan el material metálico que puede dañar a la banda transportadora.

### 3.13.3.1 DISEÑO DE BANDAS TRANSPORTADORAS

De acuerdo con Bise (2013) los diseños de una banda transportadora se deben de considerar los siguientes parámetros:

- Ancho de la banda
- Velocidad de la banda
- Longitud de la banda
- Pendiente de la banda
- Tensión de la banda
- Área transversal de la carga
- Factor de llenado
- Eficiencia
- Tiempo de aceleración
- Peso estimado de las partes móviles
- Peso del material
- Tensión aplicada a la banda
- Potencia requerida
- Coeficiente de fricción entre la polea y la banda
- Ángulo de reposo
- Ángulo de cargado.

Además de estos parámetros se debe considerar las propiedades del material incluyendo la distribución de tamaños del material, friabilidad y fluidez.

#### **Ancho de banda.**

El ancho de las bandas se expresa habitualmente en pulgadas o milímetros. Los anchos de bandas disponibles son de 18, 24, 30, 36, 42, 48, 54, 60, 72, 84 y 96 pulgadas. De acuerdo con CEMA (2002) para una velocidad dada, el ancho y capacidad de la banda transportadora son proporcionales.

Las bandas deben ser lo suficientemente anchas para contener las diferentes granulometrías y no cargar grumos cerca del borde. El ancho de la banda debe ser 3 o 5 veces el tamaño máximo de las partículas a transportar. Cuanto mayor sea el porcentaje de gruesos el valor debe de ser cercano a 5 veces el tamaño máximo de partícula.

La selección del ancho de la banda debe apegarse a los estandarizados, porque las dimensiones de los rodillos y otros elementos de construcción se rigen por los anchos estandarizados. En la BS 8438 se proporcionan tablas que indican los anchos de banda recomendados para un tamaño determinado de partícula.

Alles (2008) menciona que los estándares de banda son 300, 400, 500, 600, 650, 800, 1000, 1200, 1400, 1600, 2000, 2200, 2400, 2600, 2800, 3000 y 3200 milímetros. En una banda se tiene un ancho nominal " $W_n$ " el cual es el ancho de la banda con carga y el ancho real " $W_a$ " el cuál es el ancho total de la banda. Para estimar el ancho nominal se utiliza la siguiente expresión:

$$W_n = W_a - 5 \quad (3.13.37)$$

### Velocidad de banda.

La velocidad depende de las características del material a transportar, la capacidad deseada y las tensiones que se aplican a la banda transportadora. CEMA (2002) hace algunas recomendaciones:

- Materiales con una gran cantidad de finos o friables deben transportarse a velocidades bajas para minimizar la probabilidad de generar polvos.
- Materiales densos con bordes afilados deben transportarse a velocidades moderadas.

Tomando en cuenta estas recomendaciones CEMA (2002) proponen la Tabla 3.13-4 .

**Tabla 3. 13- 4**  
Velocidades de banda recomendados para diferentes materiales

Material transportado	Velocidad de la banda (ft/min)	Ancho de la banda (in.)
Material de flujo libre y no abrasivo	500	18
	700	24 - 30
	800	36 - 42
	1000	48 - 96
Carbón, arcilla húmeda, minerales blandos y roca triturada fina	400	18
	600	24 - 36
	800	42 - 60
	1000	72 - 95
Minerales densos, duro, borde afilados y roca triturada gruesa	350	18
	500	24 - 36
	600	Mayor a 36
Materiales finos, no abrasivos o ligeramente abrasivos desde tolvas y alimentadores	50 a 100	Cualquier ancho

Adaptado de CEMA (2002).

Un aumento en la velocidad de la banda permite disminuir el ancho y tensión. Pero el aumento de la velocidad trae desventajas como el desgaste de la banda, degradación del material, polvos y se reduce la vida útil de los componentes de la banda transportadora.

Alles (2008) indica que velocidades para pequeñas cantidades de material va de 0.5 – 1.5 m/s, para condiciones estándares se tienen velocidades de 1.5 – 3.5 m/s y para grandes tonelajes de material y longitudes de transporte las velocidades promedio son de 3.5 a 6.5 m/s. En general cuando se tiene un material fuertemente abrasivo, frágil, grano grueso, pesado y fino se debe transportar a velocidades bajas. Cuando el material es ligeramente abrasivo, con una granulometría gruesa se debe transportar a velocidades altas. Lovrien y Tobey (1985) indican que la estimación de la velocidad máxima de la banda se puede realizar con la Tabla 3.13-5.

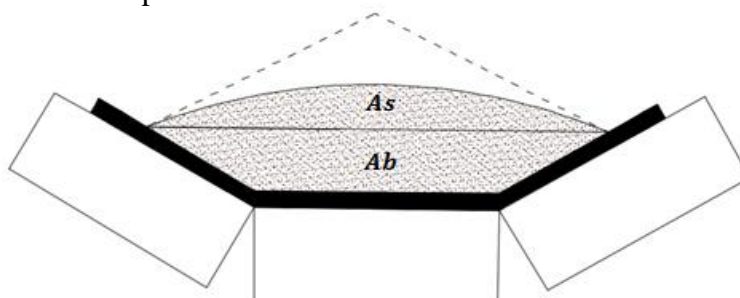
**Tabla 3. 13- 5**  
Velocidades recomendados para diferentes anchos de banda.

		Ancho de la banda, in.											
		14	16	18	20	24	30	36	42	48	54	60	72
Tamaño	Características del material	Velocidad máxima, ft/min.											
Gruesos	Ligeramente abrasivo	300	300	400	400	450	500	550	600	600	650	650	650
	Abrasivo, no afilado	300	300	400	400	450	500	550	550	600	600	600	600
	Abrasivo, afilado	250	250	300	350	400	450	500	500	550	550	550	550
Medios	Ligeramente abrasivo	300	300	400	400	500	600	650	700	700	700	700	700
	Abrasivo	300	300	400	400	500	600	650	650	650	650	650	650
Granular	1/3 a 1/2 pulgadas.	400	450	450	500	600	700	800	800	800	800	800	800
Finos	Ligeros	220 - 250											
	Pesados	250 - 300											

Adaptado de Lovrien y Tobely (1985).

### Capacidad.

La capacidad de una banda se deriva del análisis de la sección transversal de la carga como se muestra en la Figura 13.3-39, se tiene un arreglo de tres rodillos de igual longitud. La sección se divide en dos partes un área trapezoidal "Ab" y otro segmento circular "As". La suma de estas dos áreas es el área transversal de la carga. Para el cálculo de estas áreas se han formulado tablas para el cálculo del área transversal considerando el ángulo de carga y el arreglo de los rodillos de soporte.



**Figura 3. 13- 39** Sección transversal de la carga en un arreglo de tres rodillos. Adaptado de Yardley y Stace (2008).

De esta manera las toneladas por hora promedio están dadas por:

$$(M) = A(v)(\rho)(0.03)(FF)(E) \quad (3.13.38)$$

Donde:

$M$ : Toneladas cortas por hora promedio

$A$ : Área transversal de la carga,  $ft^2$

$v$ : Velocidad de la banda,  $ft/min$

$\rho$ : Densidad del material,  $lb/ft^3$ .

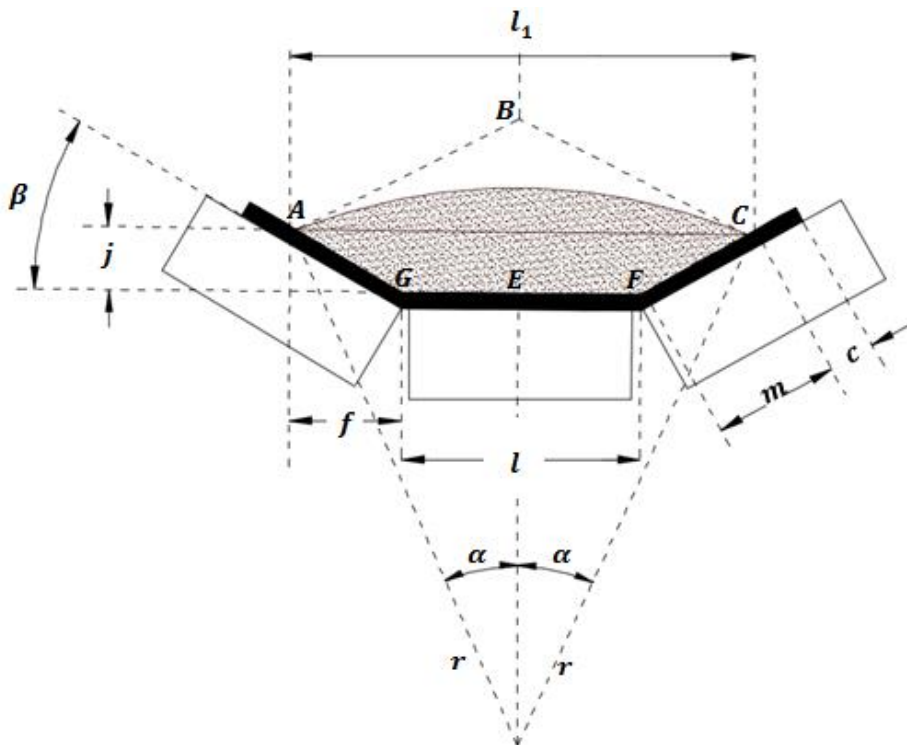
$FF$ : Factor de llenado, toma valores entre 0.7 - 0.8 depende de la naturaleza del material.

$E$ : Eficiencia, en porcentaje, toma valores entre 0.6 – 0.8 dependiendo de la operación.

El factor de llenado es el porcentaje de la banda que se llena y la eficiencia de carga es el porcentaje de la banda que posee la carga cuando se observa desde planta.

Este método de la sección transversal de la carga supone que la banda se llena uniformemente a lo largo de su longitud y que en la carga existe una pequeña distancia que impide que el material se desborde. Este método es utilizado por CEMA, ISO, BSI donde se considera que se tiene un perfil semicircular en la carga, por otro lado, la DIN 22101 difiere y asume que la carga tiene un perfil triangular (Figura 3.13-40).

Para entender las tablas proporcionada para el cálculo de la sección transversal de la carga se debe entender el análisis de la sección transversal para un perfil semicircular propuesto por CEMA (2002).



**Figura 3. 13- 40** Sección transversal de la carga en un perfil triangular. Adaptado de Yardley y Stace (2008).



Donde:

$\alpha$ : Ángulo de carga, en grados.

$\beta$ : Ángulo del canal, en grados.

$l$ : Longitud de la base menor del trapecio, in.

$l_1$ : Longitud de la base mayor del trapecio, in.

$j$ : Altura del trapecio, in.

$m$ : Lado inclinado del trapecio, in.

$r$ : Radio del arco de cargado, in.

$f$ : Proyección horizontal del lado inclinado del trapecio, in.

$c$ : Distancia al borde de la banda desde el material, in.

$b$ : Ancho de banda, in

La distancia al borde de la banda está dada por:

$$c = 0.055 (b) + 0.9 \quad (3.13.39)$$

El análisis se basa en los rodillos de soporte lo cuales son iguales, la longitud de la superficie plana del rodillo central es  $0.371 b$ , donde " $b$ " es el ancho de la banda en pulgadas. Considerando una banda de cinco rodillos con cubiertas de  $1/8$  de pulgada y  $1/32$  pulgadas apoyada en tres rodillos, indica que la distancia plana en la superficie de la banda sobre el rodillo central es  $1/4$  de pulgada mayor que la longitud del rodillo central. Entonces el área trapezoidal está dada por:

$$(AECFG)A_b = \left( \frac{l + l_1}{2} \right) j$$

El ancho de la banda está dado por:  $b = 1 + 2m + 2c$

Por lo tanto:  $l_1: 1 + 2f$

Donde:

$$f = m \cos(\beta)$$

$$l = 0.371 (b) + 0.25$$

$$c = 0.055 b + 0.9$$

$$b = 0.371(b) + 0.25 + 2m + 2(0.055b + 0.9)$$

$$2m = b - 0.418b - 2.05$$

$$m = 0.2595b - 1.025$$

$$f = m \cos(\beta) = (0.2595(b) - 1.025)\cos\beta$$

$$2f = 2(0.2595 (b) - 1.025) \cos \beta$$

$$l_1 = 0.371(b) + 0.25 + 2(0.2595(b) - 1.025)\cos(\beta)$$

De esta manera se obtiene que:

$$\frac{l + l_1}{2} = \frac{0.371(b) + 0.25 + 0.371(b) + 0.25 + 2(0.2595b - 1.025)\cos(\beta)}{2}$$

$$= 0.371 (b) + 0.25 + (0.2595b + 1.025)\cos(\beta)$$

$$j = m \sin(\beta) = (0.2595 (b) - 1.025) \sin(\beta)$$

De esta manera conociendo el ancho de la banda y el ángulo del canal se puede determinar el área trapezoidal. El área sección circular está dado por:

$$(ABCE)A_s = (ABCD) - (AECD)$$

$$A_s = \frac{\pi(r^2)(\alpha)}{360} - \frac{(r^2) \sin(2\alpha)}{2}$$

Donde:

$$r = \frac{0.1855(b) + 0.125 + (0.2595(b) - 1.025)\cos(\beta)}{\sin(\alpha)}$$

Por lo tanto:

$$A_s = \left( \frac{0.1855(b) + 0.125 + (0.2595(b) - 1.025)\cos(\beta)}{\sin(\alpha)} \right)^2 \left( \frac{\pi(\alpha)}{180} - \frac{\sin(2\alpha)}{2} \right) \quad (3.13.40)$$

De esta manera conociendo el ancho de la banda y el ángulo de cargado se puede determinar el área de la sección circular.

Por lo tanto:

$$A = \frac{A_b + A_s}{144} \quad [ft^2] \quad (3.13.41)$$

Para el cálculo de "A" los manuales de bandas transportadoras, proponen tablas donde se relacionan el ancho de la banda, ángulo de cargado (Surcharge angle) y ángulo del canal (Troughing angle) con el área de la sección. Algunos otros manuales relacionan el ángulo de reposo (Angle of repose) y el ancho de la banda para conocer el área de la sección mediante un análisis similar al realizado por CEMA (2002). Estas tablas de los perfiles de Alles (2008) se muestran en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y Almacenamiento –Material 10 Secciones de Carga en Bandas Transportadoras.](#)

Para el uso de las tablas de capacidad es fundamental identificar el arreglo de los rodillos de soporte. Por ejemplo, considerando una banda con tres rodillos de soporte se deben de utilizar las tablas del [Apéndice B - XIX](#) Donde se toma una configuración del ángulo de canal de 20 grados, 35 grados y 45 grados para velocidades de 100 ft/min.

De acuerdo con CEMA (2002) para el uso de las tablas se deben de seguir estos pasos:

1. Deben de consultar las tablas del [Apéndice B -XX](#) y las tablas de la caracterización del material propuestas por CEMA. Con el objetivo de determinar el ángulo de carga del material.
2. Debe determinar la densidad del material.
3. Determine la configuración de los rodillos de soporte.

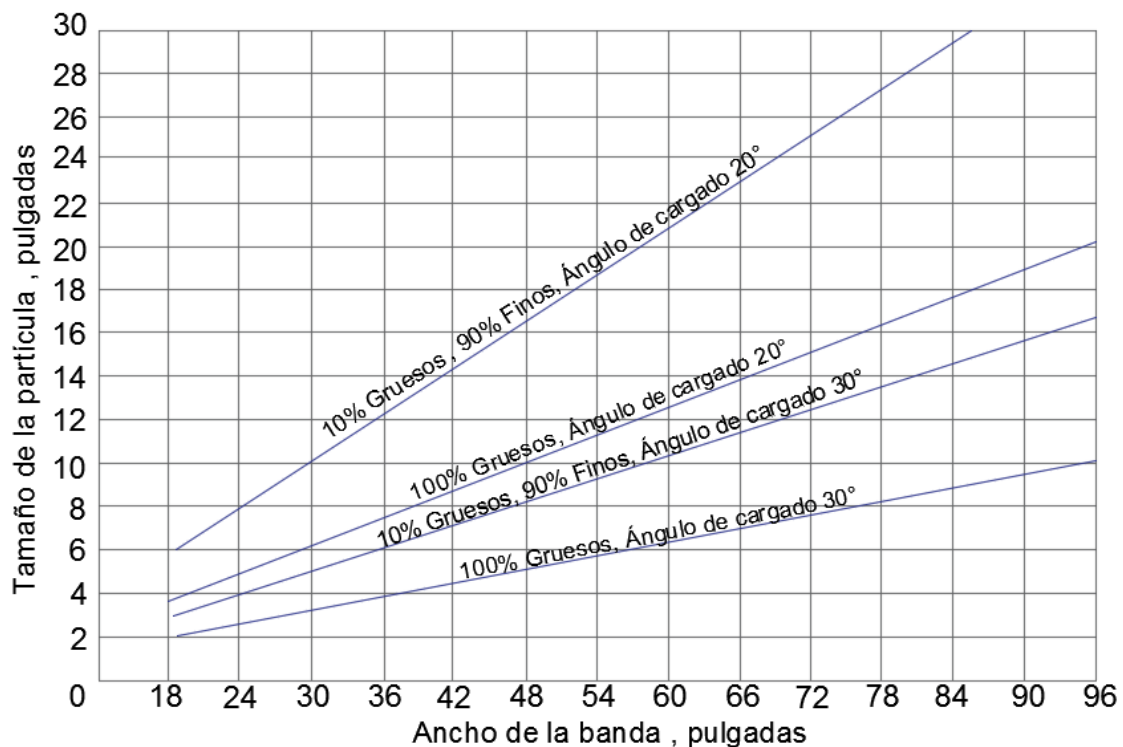
- Determine la velocidad máxima recomendada para la banda transportadora. De acuerdo a la Tabla 3-13-4.
- Determine los pies cúbicos por hora que se transportadora a partir de la capacidad deseada con la expresión:

$$ft^3/h = \frac{M}{\text{densidad del material}} \quad (3.13.42)$$

- Convierta la capacidad deseada en pies cúbicos por hora a la capacidad equivalente a una velocidad de banda de 100 ft/min.

$$\text{Capacidad (equivalente)} = \left( \frac{ft^3}{h} \right) \left( \frac{100}{\text{velocidad máxima de la banda (ft/min)}} \right)$$

- Usando las tablas de capacidad del [Apéndice B-XIX](#), determine el ancho de banda apropiado. Si el material es grueso, se debe verificar el ancho de la banda con las curvas de la Figura 3.13-41.



**Figura 3. 13- 41** Ancho de banda para un determinado tamaño de partícula. Adaptado de CEMA (2002).

Conociendo la velocidad, ancho de la banda es importante determinar las toneladas por hora, estableciendo el factor de llenado y eficiencia de la operación. Las toneladas promedio por hora se utilizan para determinar la potencia del motor.

Otra forma de conocer el ancho de banda es a partir del cálculo de las toneladas promedio por hora de la banda con el objetivo de evitar derrames excesivos a partir de la expresión:

$$W_a = 179 \sqrt{\frac{M}{v(\rho)(FF)(E)}} \quad [in.] \quad (3.13.43)$$

Donde:

$v$ : Velocidad de la banda, ft/min

$\rho$ : Densidad del material, lb/ft<sup>3</sup>

### Potencia requerida.

Hasta este momento se han visto los principios básicos de diseño de las bandas transportadoras. El cálculo de la potencia requerida puede ser un proceso complejo porque depende del diseño de los rodillos y características de la banda transportadora que pueden afectar los requisitos de potencia.

Bise (2013) indica que un método básico para el cálculo de la potencia de la banda transportadora comienza con la determinación de la fuerza de accionamiento requerida para mover la banda transportadora. La fuerza de accionamiento es la suma de las resistencias:

$$Fuerza\ motriz = (MH) + f(B + M)L + \frac{(B + M)Lv}{1,930(t)} \quad (3.13.44)$$

Donde:

$M$ : Carga promedio en la banda transportadora, lb/ft.

$H$ : Cambio de altura, En el [Apéndice B-XX](#) se muestra ángulo máximo de inclinación para diferentes materiales para determinar la altura máxima de acuerdo con la longitud de la banda.

$L$ : Longitud de la banda transportadora, ft

$f$ : Factor de fricción de la banda y los rodillos de soporte 0.02 y 0.04.

$t$ : Tiempo para acelerar a la velocidad máxima, segundos

$B$ : Peso de los componentes giratorios, lb/ft

$v$ : Velocidad de la banda, ft/min

En esta suma de fuerzas se puede observar que es necesario considerar la carga promedio en la banda transportadora y la diferencia de elevación entre la polea de cola y cabeza. La resistencia de la pendiente puede ser positiva o negativa (si la banda está inclinada o en declive).

Para calcular la resistencia debido a la fricción, es necesario encontrar el factor de fricción entre los rodillos y la banda que se encuentra entre 0.02 y 0.04. Luego es necesario encontrar  $B_{Est}$ , es el peso de los componentes giratorios que está dado por:

$$B_{Est} = 0.72 (W) lb/ft \quad (3.13.45)$$

Donde  $W$  es el ancho de la banda, in .

Para determinar la resistencia a la aceleración, es necesario considerar diversos factores, incluido el tiempo de aceleración. El tiempo de aceleración para las bandas transportadoras depende del tipo de motor seleccionado, los valores promedio van de 10 segundos hasta 15 segundos.

Por lo tanto, el cálculo de la potencia requerida está dado por:

$$HP_{net} = \frac{F(v)}{33000} \quad (3.13.46)$$

Sustituyendo los valores de la fuerza motriz se tiene:

$$HP_{net} = \frac{(MH + f(B + M)L)v}{33,000} + \frac{(B + M)Lv^2}{1,930(33,000)(t)} [HP] \quad (3.13.47)$$

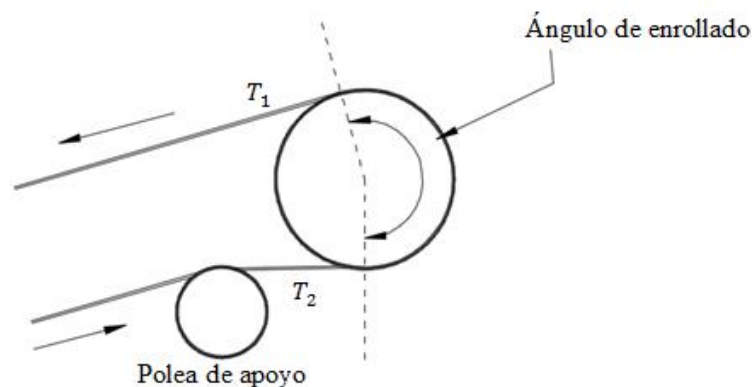
De acuerdo con Yardley y Stace (2008) algunos estándares relacionados con el cálculo de la potencia requerida son ISO 5048, BS 8438 y CEMA donde se indica que la resistencia al movimiento de la banda está compuesta por:

- Fricción en los rodamientos y sellos de los rodillos de soporte.
- Resistencia debido al movimiento de banda por los rodillos.
- Flexión de la banda y movimiento del material.
- Resistencias inerciales y fricción debido a la aceleración de la carga.
- Fricción de los cojinetes de las poleas.
- Resistencia debido superficie de la polea y la banda transportadora.
- Resistencia debido a la inclinación del tensor y fricción de los equipos auxiliares.

### Tensión de la banda.

Es importante tener en cuenta la tensión al diseñar un sistema de transporte porque la banda debe tener la tensión adecuada para no afectar su operación. La tensión de banda mantiene una condición antideslizante en la polea de transmisión; también evita el pandeo que puede causar derrames, una mala alineación y una vida corta de la banda. Es crucial conocer la tensión máxima para seleccionar el correcto diseño de la banda.

Para transmitir la potencia, debe haber una diferencia en la tensión de la banda a medida que se acerca y se aleja de la polea de transmisión. Esta diferencia de tensiones es suministrada por la fuente de energía de transmisión, ver Figura 3.13- 42.



**Figura 3. 13- 42** Tensiones en una polea de transmisión. Adaptado de Yardley y Stace (2008).

Cuando se determina la potencia requerida para mover la banda y su velocidad, es posible calcular las tensiones de la banda. La potencia transmitida a la banda por la polea de transmisión está dada por:

$$P = T_e(v) \quad (3.13.48)$$

Donde:

$T_e$ : Tensión efectiva en la polea, lb

$v$ : Velocidad de la banda transportadora, ft/min

Por definición  $T_1$  es la tensión del lado ajustado (parte superior de la banda) y  $T_2$  es la tensión del lado sin ajustar (parte inferior de la banda). Se tiene la siguiente relación:

$$T_e = T_1 - T_2 \quad (3.13.49)$$

Otra relación entre la tensión del lado ajustado y del lado sin ajustar es la siguiente:

$$\frac{T_1}{T_2} = e^{\mu\theta}$$

$$T_1 - T_2 = T_2(e^{\mu\theta} - 1)$$

$$\frac{T_2}{T_1 - T_2} = \frac{1}{e^{\mu\theta} - 1} = \frac{T_2}{T_e}$$

$$T_2 = T_e \left( \frac{1}{e^{\mu\theta} - 1} \right)$$

Donde:

$\mu$ : Es el coeficiente de fricción estática entre la banda y la polea de transmisión, el valor es de 0.2 para poleas de acero liso, 0.25 – 0.35 para poleas cubiertas

$\theta$ : Ángulo de la banda transportadora alrededor de la polea, radianes.

El factor de enrollado "K" relaciona  $T_1$  y  $T_e$ , puede encontrarse construyendo una familia de curvas para todas las combinaciones posibles de ángulos alrededor de la polea y coeficientes de fricción estática. Una forma de estimar el valor de esta constante:

$$K = \frac{1}{e^{\mu\theta} - 1} \quad (3.13.50)$$

Entonces:

$$T_e = T_1 - T_e(K) \quad (3.13.51)$$

$$T_1 = T_e(K + 1) \quad (3.13.52)$$

Una relación importante entre el cálculo de la tensión y la potencia es:

$$T_e = \frac{HP_{net}(33,000)}{v} \quad [lb] \quad (3.13.53)$$

El factor de enrollado es un valor matemático utilizado en la determinación de la tensión efectiva en la banda que la polea de transmisión puede desarrollar de manera confiable.

CEMA (2002) menciona que el factor de enrollado no determina " $T_2$ " si no que solo establece su valor mínimo para una operación segura para una banda seca. Una banda y polea húmeda reduce la potencia que se puede transmitir debido a menor coeficiente de fricción entre las superficies húmedas. Por lo tanto, se debe mantener seco el lado de conducción de la banda, también resulta útil aumentar el enrollado o proporcionar algún medio para aumentar la tensión del lado sin ajustar " $T_2$ ". Esto se logra aumentando del contrapeso en un sistema de tensión por gravedad. Cuando se utiliza un sistema de tensión de tornillo. En la Tabla 3.13-6 se indica el valor del factor de enrollado, este factor es necesario para proporcionar la suficiente tensión en el lado sin ajustar.

**Tabla 3. 13- 6**

Ángulo de enrollado para diferentes tipos de transmisión.

Tipo de transmisión por polea.	Ángulo de enrollado	Tensión automática		Tensión manual	
		Polea desnuda	Polea con recubrimiento	Polea desnuda	Polea con recubrimiento
Simple, sin respuesta	180°	0.84	0.5	1.2	0.8
Simple con respuesta	200°	0.72	0.42	1	0.7
	210°	0.66	0.38	1	0.7
	220°	0.62	0.35	0.9	0.6
	240°	0.54	0.3	0.8	0.6
Doble	380°	0.23	0.11	0.5	0.3
	420°	0.18	0.08	-	-

Adaptado de CEMA (2002).

El ángulo de enrollado de la banda alrededor de la polea motriz puede variar mediante el uso de una polea desacoplada para ángulos más grandes otorgando la posibilidad de suministrar energía a más de una polea motriz. Para la mayoría de los casos, la banda transportadora tiene un ángulo de enrollado de la polea de transmisión de aproximadamente 180° a 240°.

### Transmisión de doble polea.

En este sistema se utilizan dos o más motores separados que impulsan la polea de transmisión primaria y otro impulsan la polea de transmisión secundaria. Como se observa en la Tabla 3.13-6 con un arreglo de doble polea se obtiene un mayor ángulo de enrollado.

En cualquiera de estos sistemas se utilizan dos poleas de transmisión, la polea secundaria comienza con un valor de " $T_2$ ". Dependiendo de su ángulo de enrollado y el coeficiente de fricción, la polea secundaria puede producir un valor " $T_3$ ". Tal que:

$$T_1 - T_3 = T_{ep} (\text{Tensión efectiva primaria}) \quad (3.13.54)$$

$$T_3 - T_2 = T_{es} (\text{Tensión efectiva secundaria}) \quad (3.13.55)$$

$$T_{ep} + T_{es} = T_e (\text{Tensión efectiva total de la banda}) \quad (3.13.56)$$

El valor de " $T_3$ " para la polea secundaria, es el único valor disponible para ser utilizado como la tensión del lado sin ajustar en el accionamiento primario. El valor de " $T_3$ ", agregado a la tensión efectiva primaria para la polea produce " $T_1$ ".

Las siguientes fórmulas ayudan a evaluar las relaciones de la polea de transmisión para unidades de doble polea:

$$T_2 = T_e (C_w)$$

$$T_1 = T_2 + T_e$$

$$T_1 = T_{ep} + T_3$$

$$T_3 = T_2 + T_{es}$$

$$C_{wp} = \frac{T_3}{T_{ep}}$$

$$C_{ws} = \frac{T_3}{T_{es}} - 1$$

$$T_2 = (T_{es} + T_{ep})(C_w)$$

Por lo tanto:

$$T_{es} = \frac{T_2}{C_{ws}} \quad (3.13.57)$$

$$T_{ep} = \frac{T_3}{C_{wp}} \quad (3.13.58)$$

$$T_3 = T_2 + T_{es} \quad (3.13.59)$$



$$T_{ep} = \frac{T_2 + T_{es}}{C_{wp}} \quad (3.13.60)$$

Sustituyendo se tiene que:

$$T_2 = \left( \frac{T_2 C_{wp} + T_2 C_{ws} + T_{es} C_{ws}}{C_{ws} C_{wp}} \right) C_w \quad (3.13.61)$$

$$C_w = \frac{C_{ws}(C_{wp})}{C_{wp} + C_{ws} + 1} \quad (3.13.62)$$

Donde:

$T_2$ : Tensión de la banda entre las poleas de transmisión primaria y secundaria.

$C_{ws}$ : Factor de enrollado de la polea de transmisión secundaria.

$C_{wp}$ : Factor de enrollado para la polea de transmisión primaria.

$C_w$ : Factor de enrollado combinado para ambas poleas de accionamiento.

$T_{es}$ : Tensión efectiva en la polea de transmisión secundaria.

$T_{ep}$ : Tensión efectiva en la polea de transmisión primaria.

La selección final y el diseño de la disposición de accionamiento de una banda transportadora está influenciado por diversos factores incluidos el rendimiento, ubicación física, costos de inversión de los componentes y la inversión. En el [Apéndice B-XXI](#) se ilustran las combinaciones simples o dobles para el accionamiento de la banda que se han proporcionado de acuerdo con CEMA (2002).

### 3.13.3.2 SELECCIÓN DE BANDAS

Se debe de conocer el perfil de la banda transportadora, capacidad requerida, características del material y condiciones de operación para la selección adecuada de los rodillos de soporte, determinar la potencia y tensión de la banda. Para seleccionar correctamente los componentes de la banda transportadora se requiere la siguiente información:

- Se debe reconocer la ruta de la banda transportadora y perfil requerido para la banda transportadora. La elevación o caída del transportador, longitud del recorrido, ángulo de todas las pendientes, ubicaciones y radios del trayecto de la banda.
- Capacidad. La capacidad de la banda transportadora, en toneladas por hora. Se basa en el conocimiento de la velocidad de alimentación máxima. Esta alimentación se utiliza para el dimensionamiento de la banda transportadora.
- Características del material. Se deben de conocer fluidez, abrasividad, presencia de aceites o componentes químicos, contenido de humedad, densidad, granulometría, temperatura máxima de carga, ángulo de reposo, ángulo de carga etc.
- Características de operación. Se deben de considerar las horas diarias de operación, temperatura ambiente, necesidad de una operación inversa o unidireccional, si la banda transportadora estará cerrada o expuesta, si será un servicio estacional o continuo.
- Perfil de la banda transportadora. Se debe de conocer el diseño de los rodillos de soporte es decir tipo, diámetro del rodillo, ángulo del canal, espaciado, distancias entre la polea de cabeza y cola.
- Ancho de la banda.
- Velocidad de la banda.
- Volumen transportado por hora.
- Peso por pie lineal del material, la banda transportadora y piezas giratorias de la banda transportadora.
- Sistema de accionamiento. Este puede ser simple o polea doble, se debe de conocer la distribución de la potencia total del motor en las poleas de transmisión; determinar el ángulo de enrollamiento en las poleas, superficie de la polea y factor de fricción.
- Especificaciones de las poleas es decir tipo de polea y diámetro.
- Elección del sistema de tensión.
- Tipo de cargado. Número de chutes, distancia de caída libre de las partículas, tipo de alimentador a emplear.
- Tipo de banda a utilizar textil o cable de acero.
- Seleccionar los equipos auxiliares a emplear en la banda transportadora electroimanes, limpiadores, muestreadores en línea etc.

### 3.13.4 BOMBEO

En las plantas de beneficio la pulpa se mueve a través de tuberías con ayuda de bombas a los procesos de concentración, operaciones de molienda, clasificación, tanques espesadores, operaciones de filtrado y presa de jales. Esto significa que el material que se procesa en una planta puede ser transportado de una operación a otra continuamente como una pulpa a través de un sistema de bombeo. La red de tuberías debe ser lo más rectas posibles para evitar pérdidas de presión y desgaste de las tuberías (Wills y Finch, 2016; Kelly, 1990).

Loreto y Laker (1978) indican que el diseño del sistema de bombeo es necesario tener la siguiente información:

**1. Caudal requerido en el proceso.** En el diagrama de flujo se deben de mostrar los caudales promedio, máximos y mínimos; de acuerdo al cronograma operativo de la planta junto con las características del fluido como número y tipos de fases, características de los sólidos, tamaño de partícula, forma de las partículas, viscosidad del fluido, porcentaje de sólidos, densidad de la pulpa, velocidades críticas, condiciones de abrasividad, corrosividad de los sólidos, temperatura y pH.

**2. Configuración del sistema de tuberías.** Se determina a partir de los planos de la disposición general de la planta y se esquematiza la red de tuberías tramo por tramo. Este plano debe incluir caudales, cabeza estática, longitud de la tubería, curvas, accesorios, velocidades y pérdidas de presión.

**3. Condiciones de la operación.** Indicar si se trata de una operación continua o intermitente. Cuando la operación es continua, se debe de prestar atención en el mantenimiento de las tuberías para que se tenga el mínimo tiempo de inactividad y en algunos casos se evalúa la posibilidad de tener una línea gemela. Cuando la operación es intermitente el diseño puede ser menos estricto porque se puede dar mantenimiento a la tubería.

**4. Temperatura ambiente.** Este factor es de gran importancia en zonas frías donde es necesario que las tuberías sean aisladas térmicamente o tengan una temperatura elevada para evitar que se congele el fluido a transportar.

**5. Elevación.** Este aspecto cambia las condiciones de succión de las bombas, lo cual afecta el funcionamiento de la bomba y del sistema de tuberías.

Una bomba es un transformador de energía, recibe energía mecánica y la convierte en energía que un fluido adquiere en forma de presión. De esta manera las bombas se utilizan para cambiar la posición de un cierto fluido (Zubicaray, 2000).

De acuerdo con Hays y Scott (1985) una bomba es un dispositivo mecánico que levanta, presuriza y mueve líquidos o líquidos-sólidos de un lugar a otro.

El concepto de un dispositivo mecánico incluye el hecho que tiene partes móviles y requiere de alguna fuente de energía para su funcionamiento. Un sistema de bombeo es la ruta de flujo completa de un líquido que viaja desde un origen hasta su destino final. En el sistema se incluyen tuberías, mangueras, válvulas, filtros y la propia bomba.

De acuerdo con Karassik et al. (2001) las bombas se clasifican en función de su aplicación, materiales con los que están construidas, fluido que manejan e incluso su orientación. Sin embargo, todas estas clasificaciones tienen un alcance limitado. Un sistema de clasificación básico define el principio mediante el cual se agrega energía al fluido, luego identifica el medio por el cual se implementa este principio y al final se detalla la geometría empleada. Es importante definir algunos términos esenciales:

**Caudal de una bomba.** Representa el volumen de fluido bombeado en un periodo de tiempo determinado. Comúnmente es expresado en litros por segundo, metros cúbicos por hora o galones por minuto.

**Rendimiento de una bomba.** Es la cantidad de trabajo necesaria para el transporte de un fluido, es el producto de la velocidad del flujo y la diferencia de presión en la entrada y descarga de la bomba, generalmente se expresa como una altura.

**Capacidad.** Es el volumen transportado de un fluido por una bomba de un punto inicial a un punto final en un determinado tiempo, regularmente se expresa en metro cúbicos por hora o galones por minuto.

**Carga dinámica (Cabeza).** Es una medida de la energía agregada al fluido por la bomba. Es el movimiento equivalente que representa la presión resultante necesaria para forzar el líquido desde un punto a una altura determinada y superar toda la resistencia a la fricción para alcanzar el punto final o descarga. Por lo tanto, se mide como una elevación expresada en unidades de longitud en un tubo piezómetro.

Las bombas se dividen en dos categorías: (1) Dinámicas en las que se agrega energía continua para aumentar la velocidad del fluido dentro de la bomba a valores mayores que los que se producen en la descarga, lo cual genera un aumento de presión. (2) Desplazamiento positivo, en el que se agrega energía periódicamente mediante la aplicación de una fuerza, lo cual resulta en un aumento directo de la presión hasta el valor requerido para mover el fluido a través de válvulas y tuberías.

- Las bombas dinámicas se dividen en bombas centrífugas y bombas de efecto especial. Dentro de las bombas especiales encontramos a las bombas de flujo axial, flujo radial, periféricas y de efecto especial.
- Las bombas de desplazamiento encontramos las bombas reciprocantes y rotatorias o cavidad progresiva, dependiendo de la naturaleza del movimiento de los miembros productores de la presión. Donde se encuentran las bombas de pistón, diafragma, bombas de un rotor y de múltiple rotor.

Kelly (1990) menciona que las bombas de desplazamiento positivo desplazan la misma cantidad de líquido por ciclo, independiente de la presión del sistema; mientras que las bombas centrífugas entregan un volumen que depende de la cabeza de descarga. En general, las bombas de desplazamiento positivo se utilizan cuando se requieren cargas hidráulicas y las centrífugas cuando se trata de cargas bajas pero grandes gastos. Las bombas centrífugas tienen en general una menor eficiencia que las de desplazamiento positivo.

Todas las bombas requieren de una fuente externa de energía, ya sea un dispositivo eléctrico, hidráulico y neumático. Sea el dispositivo mecánico utilizado siempre la salida útil de una bomba es menor que la potencia de entrada.

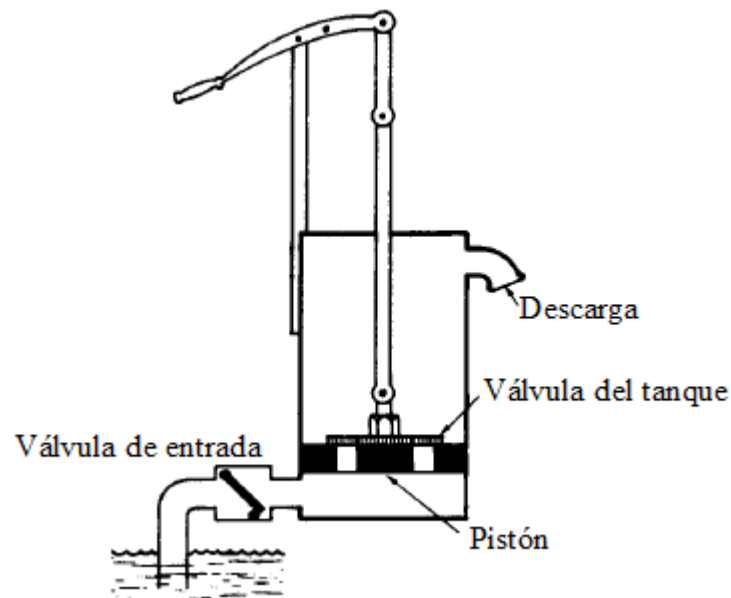
Las pérdidas dentro de una bomba se pueden clasificar en pérdidas por fricción y pérdidas hidráulicas que se deben a pérdidas por fricción internas. La mayoría de los fabricantes anuncian la eficiencia de la bomba en función de un conjunto de condiciones estándares, como temperatura y presión estándar. En la industria minera se utilizan las bombas reciprocantes para el bombeo de pulpas cuando se necesita una carga hidráulica grande; además de bombas centrífugas que son muy usadas gracias a su amplia gama de capacidades.

**Bombas reciprocantes.** Las bombas reciprocantes utilizan un movimiento vertical cíclico para impartir la energía necesaria para provocar el bombeo. Este movimiento se da por un pistón o émbolo diferencial que actúa contra un fluido confinado, este movimiento se convierte en un movimiento circular por la conexión a una biela. Los componentes necesarios para el funcionamiento de las bombas reciprocantes son:

- Pistón o émbolo
- Válvula de entrada o admisión
- Válvula de salida o descarga.

De acuerdo con Kelly (1990) las bombas reciprocantes se pueden dividir en tres grupos: una de tipo émbolo de acción directa en donde el émbolo está en contacto con la pulpa; un tipo de acción indirecta en donde el émbolo actúa sobre un líquido intermedio que transmite la presión a la pulpa por medio de un diafragma y por último una bomba de diafragma, en la que se activa un diafragma mecánico o neumáticamente para crear un desplazamiento positivo.

El principio de funcionamiento es el líquido ingresa al cilindro de la bomba a través de una válvula de admisión que abre por presión externa que actúa sobre el líquido. La carrera del pistón hace que la válvula se cierre en la entrada y abre la válvula de salida para descargar el líquido a presión (Figura 13.3- 43).



**Figura 3. 13- 43** Principio de construcción de una bomba reciprocante. Tomado de Miller et al. (2004).

Las bombas de acción simple y de diafragma son ampliamente utilizadas. Las bombas de acción simple están disponibles a nivel industrial en diseños dúplex y triplex, con el objetivo de tener una gran capacidad. En una bomba dúplex el movimiento hacia arriba y abajo, el émbolo desplaza alternativamente el agua en las dos cámaras de alimentación y descarga.

Otro sistema son las bombas de doble tiempo donde se tiene un émbolo de doble efecto cada émbolo se mueve de manera independiente. El agua se descarga en un extremo, mientras que el émbolo opuesto retrocede para llenar el otro extremo (Figura 3.13-44).

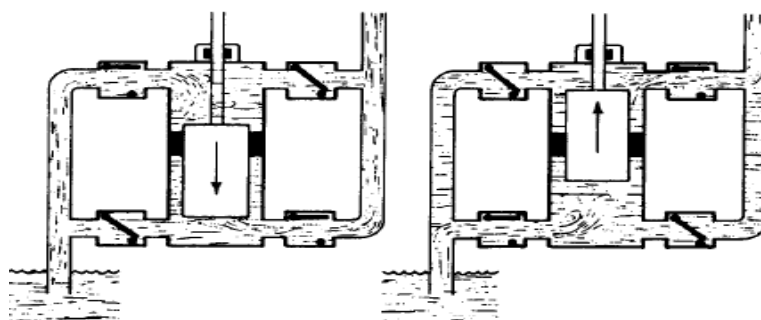


Figura 3. 13- 44 Bombas de doble tiempo. Tomado de Miller et al. (2004).

**Bombas centrífugas.** Estas bombas cuentan con un elemento giratorio dentro de la carcasa que imparte energía cinética al fluido a bombear y luego convierten esa energía cinética en una presión aumentada. Existen bombas centrífugas especiales para materiales corrosivos, partículas suspendidas, aceites viscosos, pulpas y líquidos a alta temperatura; estas son las bombas verticales, sumergibles y las bombas de motor encapsulado.

Las paletas o impulsores que giran dentro de la carcasa atraen el líquido hacia la bomba a través de la abertura de entrada central y por medio de la fuerza centrífuga, el fluido se expulsa hacia la descarga en la periferia de la carcasa (Figura 3.13-45).

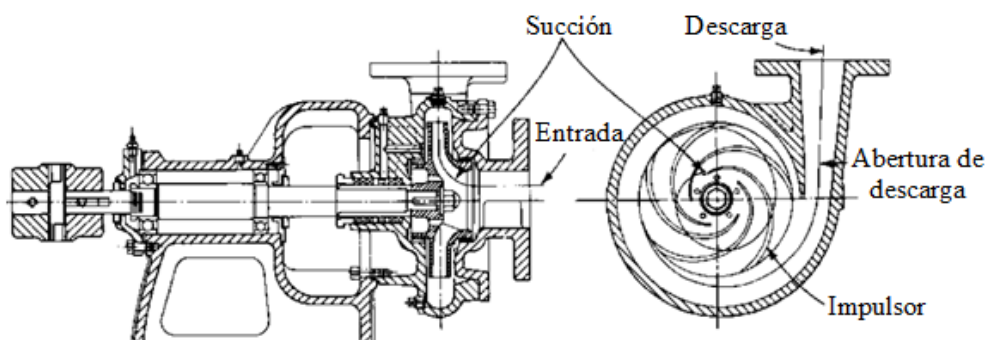
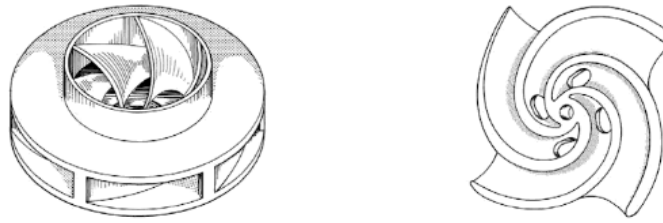


Figura 3. 13- 45 Componentes de una bomba centrífuga. Adaptado de Miller et al. (2004).

Las partes esenciales de una bomba centrífuga son:

- Un elemento giratorio, que incluye un impulsor el cual puede ser abierto o cerrado, ver Figura 3.13-46.
- Un elemento estacionario compuesto por una carcasa y cojinetes.



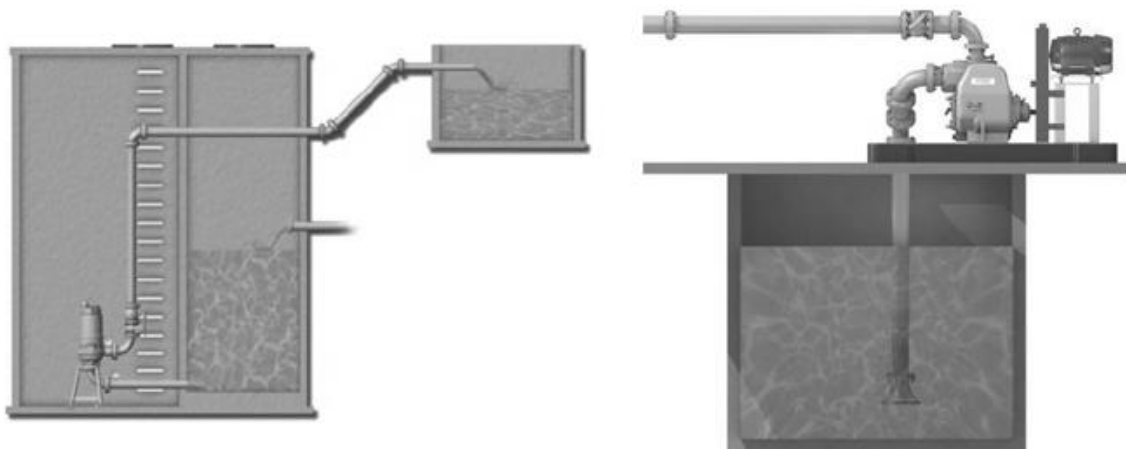
**Figura 3. 13- 46** Impulsor cerrado y abierto. Tomado de Miller et al. (2004).

En las bombas centrífugas, el líquido ingresa a través de la abertura de entrada en el centro del impulsor donde el impulsor lo pone en rotación. La rotación del líquido, a su vez genera una fuerza centrífuga que resulta en un aumento de presión en el diámetro exterior del impulsor; posteriormente el líquido pasa a la descarga desde el impulsor a alta velocidad y presión.

Una bomba en que el cabezal es desarrollado por un solo impulsor se llama una bomba de una etapa. A menudo, la altura total a desarrollar requiere del uso de dos o más impulsores que operan en serie, cada uno de los caudales toma la succión de la descarga del impulsor anterior. Para este propósito, se pueden conectar dos o más bombas de una etapa en serie o se puede incorporar todos los impulsores en una sola carcasa, recibiendo el nombre de bomba multietapa. El diseño mecánico de la carcasa clasifica las bombas en axial o radial y el eje de la bomba determina si es una unidad horizontal o vertical.

Cuando se busca aumentar el volumen o capacidad de carga se utilizan arreglos para la operación de las bombas en serie o en paralelo. En el bombeo en paralelo, la descarga de dos o más bombas se combina en una sola línea de descarga en común.

Las aplicaciones de las bombas centrífugas ayudan a seleccionar de manera correcta a la bomba. Las bombas centrífugas se pueden utilizar para la de succión cuando el nivel del fluido se encuentra en una mayor elevación que el lado de succión de la bomba. Por otro lado, las bombas centrífugas pueden realizar la elevación de líquido por succión es aquella en el nivel del líquido se encuentra a un nivel inferior que la línea de succión de la bomba ver, Figura 13.3-47. Además, tienen la capacidad para bombear pulpas abrasivas y con una alta densidad por lo tanto son utilizadas para el bombeo de pulpas minerales.



**Figura 3. 13- 47** Aplicaciones de las bombas centrífugas dependiendo de la línea de succión. Tomado de Holloway et al. (2012).

**Bombas de diafragma.** La operación de la bomba consiste en un carrea de llenado cuando el diafragma se contrae creando un vacío que carga una cavidad de la bomba con el líquido. Después que se llena la cavidad de la bomba, el diafragma continúa su ciclo para descargar del líquido, las válvulas de admisión y descarga de la bomba controlan el flujo del líquido.

### 3.13.4.1 PRINCIPIOS BÁSICOS DE BOMBEO E HIDRÁULICA

La hidráulica es la rama de la física que se ocupa de las propiedades mecánicas del agua y otros líquidos, y de la aplicación de estas propiedades en la ingeniería. Una bomba son dispositivos que gastan energía para elevar o transportar fluidos. El diseño y selección de bombas requiere un conocimiento de las propiedades del fluido como el peso y volumen específico, gravedad específica, presión de vapor y viscosidad.

Algunos conceptos importantes en el bombeo e hidráulica son:

**Trabajo.** Gasto de energía para superar la resistencia a través de una cierta distancia en una tubería.

**Poder.** Velocidad a la que se realiza el trabajo, es decir el trabajo dividido por el tiempo en que se realiza.

**Ley de la conservación de energía.** Menciona que la energía puede transmitirse de un cuerpo a otro (o transformarse) en sus manifestaciones, pero la energía no puede crearse ni destruirse.

**Primera ley de la termodinámica.** Es un caso especial de la conservación de energía que describe que sólo cambian la energía interna y las únicas transferencias de energía son mediante calor y trabajo. En un sistema abierto la cantidad de masa que entra es la misma que sale y no hay acumulación. De tal manera que la energía para sistemas abierto se puede expresar de acuerdo a la primera ley de la termodinámica como:

$$\dot{m} \left[ \frac{1}{2} (\bar{V}_s^2 - \bar{V}_e^2) + g(Z_s - Z_e) + \Delta h \right] = \{\dot{Q}\} + \{\dot{W}\} \quad (3.13.63)$$

El flujo de un fluido ya sea gaseoso o líquido, a través de una bomba centrífuga es esencialmente adiabático, la transferencia de calor es insignificante en comparación con las otras formas de energía involucradas en el proceso de transferencia de energía. La primera ley de la termodinámica para la bomba se puede expresar en forma de la ecuación de energía adiabática de flujo constante como:

$$P_s = \dot{m} \left[ \left( h + \frac{V^2}{2} + gZ_e \right)_{sale} - \left( h + \frac{V^2}{2} + gZ_e \right)_{entra} \right] \quad (3.13.64)$$

Donde " $P_s$ " es la potencia del eje que se transforma en la potencia del fluido que es el caudal másico multiplicado por el cambio de entalpía total. Cuando se trata de un líquido esencialmente incompresible, la potencia del eje se expresa en términos del "cabezal" y caudal másico con la expresión:

$$\frac{P_s}{\dot{m}} = g\Delta H + \Delta u \quad (3.13.65)$$



$$H = \frac{p}{\rho g} + \frac{V^2}{2g} + Z_e \quad (3.13.66)$$

Donde:

$H$ : Cabezal dinámico total.

$\frac{p}{\rho g}$ : Presión estática.

$\frac{V^2}{2g}$ : Cabezal de velocidad.

**Ecuación de Bernoulli para la energía en fluidos incompresibles.** Basándose en la ley de la conservación de la energía, si se considera la energía en un sistema de tuberías, el análisis se hace mediante la ecuación de energía general propuesta por Bernoulli:

$$P_1 + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 + H - h_f - h_e = P_2 + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 \quad (3.13.67)$$

El lado izquierdo de la ecuación describe la energía en la entrada de la bomba. El primer término " $P_1$ " es la cabeza de presión. El segundo término " $V_1^2/2g$ " es el cabezal de la velocidad y representa la energía cinética del fluido en movimiento. El tercer término  $Z_1$  es la altura de elevación con respecto al punto de referencia. La cabeza de la bomba " $H$ " es la energía agregada por la bomba, " $h_f$ " es la energía perdida por la fricción y " $h_e$ " es la energía extraída. Los términos en la derecha de la ecuación representan las cantidades similares en la descarga de la bomba.

**Segunda ley de la termodinámica.** Otorga sentido a los procesos de transferencia de calor. Establece que ninguna máquina térmica puede tener una eficiencia del 100 %. Es decir que no toda la energía se puede provechar. La segunda ley de la termodinámica se relaciona con las pérdidas y eficiencia en bombas.

No toda la energía de entrada (potencia del eje) mecánica por unidad de masa (Caudal másico) termina como energía útil de salida de la bomba por unidad de masa. Las pérdidas se producen por un aumento interno de energía acompañado de un aumento de temperatura. Esto se debe a la segunda ley de la termodinámica y se expresa para bombas como:

$$g\Delta H < \frac{P_s}{\dot{m}} \quad \text{ó} \quad \eta < 1 \quad (3.13.68)$$

Donde  $\dot{m} = \rho Q$

Las pérdidas en la bomba se cuantifican por la eficiencia global " $\eta$ " que debe ser menor que la unidad y se expresa como:

$$\eta = \frac{g\Delta H \dot{m}}{P_s} \quad (3.13.69)$$

En las bombas los líquidos cuando experimenta cierta compresión se presenta un fenómeno llamado "calor de compresión". Esta condición de aumento la temperatura que representa una pérdida y debe de considerarse en la determinación de la eficiencia. Para determinar las pérdidas, es conveniente tratarlo como "eficiencia de los componentes", para una bomba típica de impulsor cerrado se puede escribir como:

$$\eta = \frac{P_I}{P_S} \left( \frac{\Delta H}{\Delta H_i} \right) \left( \frac{Q}{Q + Q_L} \right) = \eta_m \times \eta_{HY} \times \eta_v \quad (3.13.70)$$

Donde:

$$\begin{aligned} \eta_m &= \text{Es la eficiencia mecánica: } \frac{P_I}{P_S} = \frac{P_S - P_D}{P_S} \\ \eta_{HY} &= \text{Eficiencia hidráulica: } \frac{\Delta H}{\Delta H_i} = \frac{\Delta H_i - \sum H_L}{\Delta H_i} \\ \eta_v &= \text{Eficiencia volumétrica: } \frac{Q}{Q + Q_L} \end{aligned}$$

**Hidrostática.** Es la rama de la hidráulica que se ocupa de la presión y el equilibrio del agua y otros líquidos. La medición de la elevación estática con respecto al funcionamiento de una bomba. La elevación estática se mide desde la superficie del nivel de agua hasta el punto central de la abertura de entrada de la bomba.

**Cabeza estática (cabeza de energía potencial).** La altura sobre un punto dado de una columna de agua en reposo (el peso del agua causa la presión) se denomina altura estática. Con respecto al funcionamiento de una bomba, la altura se mide hasta el punto central de la salida de la bomba. Araujo (1992) indica que generalmente la cabeza está dada por:

$$h = p/w \quad (3.13.71)$$

Donde:

$h$ : Cabeza de la presión en ft.

$p$ : Presión en  $lb/ft^2$ .

$w$ : Peso específico del agua =  $62.4 lb/ft^3$ .

### Ejemplo 3.13.2

¿Qué cabeza corresponde a una presión de  $100 lb/in^2$ ?

**Solución.**

$$h = p/w$$

$$h = \frac{100 \frac{lb}{in^2} \left( \frac{144 in^2}{1 ft^2} \right)}{62.4 lb/ft^3} = 230.77 ft.$$

### Ejemplo 3.13.3

Una bomba tiene una cabeza de 100 ft. ¿Cuál es presión que genera la bomba?

$$p = (w)(h) = 62.4 (100) = 6,240 lb/ft^2 = 43.33 lb/in^2$$

**Elevación estática.** La altura a la cual la presión atmosférica hace que una columna de agua u otro líquido se eleve por encima de la fuente de suministro para establecer el equilibrio entre la columna de agua y la presión atmosférica. La elevación estática se mide desde la superficie del nivel de agua hasta el punto central de la abertura de entrada de la bomba.

El peso de la columna de agua requerido para establecer el equilibrio es igual a la presión ejercida por la atmósfera. La presión de la atmósfera puede estar disponible para elevar el agua desde la fuente de suministro a una bomba eliminando el aire de la entrada de la bomba creando un vacío parcial y permitiendo que el agua suba a una altura que está determinada por la presión atmosférica (Figura 3.13-48).

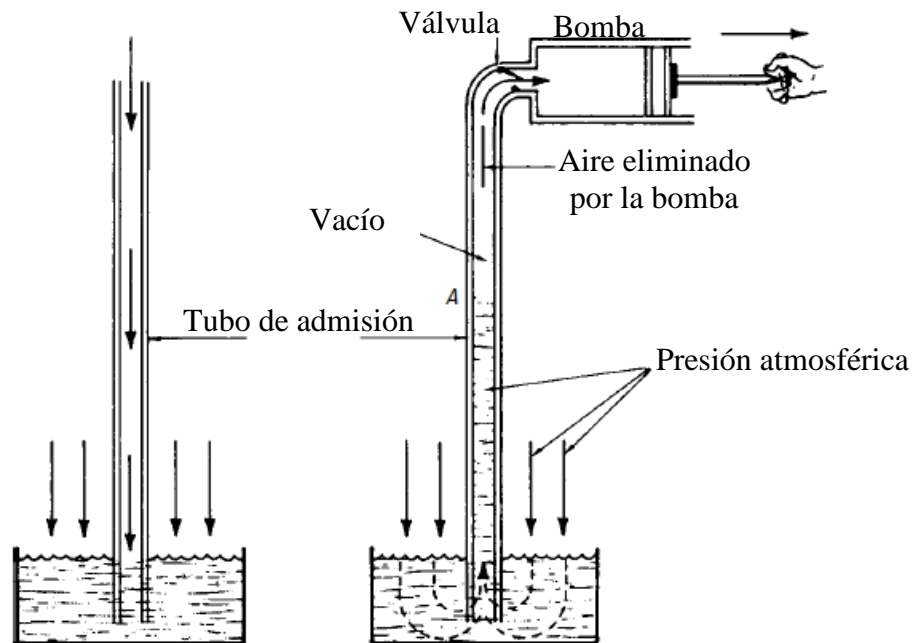


Figura 3. 13- 48 Representación de la elevación estática. Adaptado de Miller et al. (2004).

**Caudal o Gasto.** Es el número de unidades volumétricas que se desplazan por unidad de tiempo en la conducción de un fluido en una tubería, canal o río. Su cálculo, implica el conocimiento del área de la sección transversa del sistema de conducción y la velocidad del fluido:

$$Q = AV \quad (3.13.72)$$

#### Ejemplo 3.13.4

Que diámetro debe tener una tubería que transporta un gasto de 10 litros por segundo, con una velocidad máxima de 3.0 metros por segundo.

**Solución.**

$$Q = 10 \text{ l/s} = 0.010 \text{ m}^3/\text{s}.$$

$$A = Q/V = 0.010/3 = 0.00333 \text{ m}^2$$

$$D = (4)(0.00333)/(\pi) = 0.065 \text{ m} = 2.56 \text{ in.}$$

**Hidrodinámica.** Es la rama de la física que se ocupa del movimiento y la acción del agua u otros líquidos. Varias fuerzas actúan sobre un líquido, causando se encuentre en un estado de movimiento.

**Cabeza dinámica.** Representa la presión necesaria para forzar que el agua se eleve a una altura dada y supere la resistencia a la fricción. Para lograr el flujo de un líquido la cabeza dinámica se conforma de la cabeza de velocidad, cabeza de entrada y cabeza de fricción.

**Cabeza de velocidad.** Es una medida de la energía que posee una libra de agua en virtud de su velocidad que es igual a la energía cinética ( $V^2/2g$ ).

**Cabeza de entrada.** Es el cabezal requerido para superar la resistencia a la fricción de la entrada de la tubería. La cual es insignificante en tuberías circulares

**Cabeza de fricción.** Es la presión requerida para superar la resistencia al flujo en la tubería y sus accesorios. Las pérdidas de carga causada por la fricción del agua en tuberías y codos de diversos tamaños y las diversas velocidades de flujo se pueden obtener de tablas que se utilizan en los cálculos de bombas.

### Ejemplo 3.13.5

El agua que conduce una tubería de 3 pulgadas tiene una velocidad de 15 pies por segundo. Se requiere calcula la cabeza de velocidad.

**Solución.**

$$h_v = \frac{V^2}{2g} = \frac{15 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32.2 \text{ ft/s}^2} = 3.49 \text{ ft}$$

### Ejemplo 3.13.6

¿Qué velocidad adquiere una lb de agua que, partiendo del reposo, recorre una distancia de 30 ft?

**Solución.**

$$V = \sqrt{2gh_v} = \sqrt{2(32.2)(30)} = 43.95 \text{ ft/s}$$

**Elevación dinámica.** Es la elevación equivalente de agua en movimiento, que representa la presión resultante necesaria para elevar el agua desde un punto determinado a una altura "x" y superar la resistencia a la fricción.

El término elevación negativa se aplica cuando el nivel del suministro de agua es más alto que la entrada de la bomba. Se habla de un cabezal de succión cuando el suministro de agua es inferior a la entrada de la bomba.

**Energía.** La energía es la capacidad que tienen los cuerpos para realizan un trabajo. Tal energía se encuentra almacenada en forma de energía potencial, energía cinética, o bien puede estar almacenada en forma de presión.

**Energía potencial.** Considerando el agua contenida en un tanque cuya profundada es "h" pies y se toma como referencia el plano horizontal el nivel del fondo del tanque. Si se considera una libra de agua localizada en el fondo del tanque tiene una energía potencial de cero con respecto al plano horizontal del fondo del tanque. Cuando se tiene una columna de agua en una tubería en el extremo de la columna de "h" profundidad posee energía de presión cuyo valor es ft o (lb-ft) /lb.

Si la libra de agua en el fondo del tanque se eleva a la superficie del tanque, al realizar este trabajo se disminuye su energía de presión adicionando una energía potencial. De esta manera la energía potencial se convierte en energía de presión y en viceversa.

**Energía de presión.** Está representado por la columna de agua "h", esta energía es generada por la presión estática existente en el punto bajo de la tubería.

$$h_p = p/w \quad (3.13.73)$$

**Energía cinética.** Está representada por la cabeza de velocidad que posee una libra de agua. Representa la distancia que recorrería la libra de agua en caída libre, partiendo del reposo y alcanzando cierta velocidad, está dada por:

$$h_v = V^2/2g \quad (3.13.74)$$

Por lo tanto, para que una libra de agua o cualquier otro líquido circule por una tubería debe poseer una energía total igual a:

$$E = \text{energía potencia} + \text{energía cinética} + \text{energía de presión}$$

$$E = h_z + h_p + h_v = Z + (p/w) + (V^2/2g) \quad (3.13.75)$$

Donde:

$h_z$ : Energía potencial

$h_p$ : Energía cinética

$h_v$ : Energía de velocidad.

### Ejemplo 3.13.7

Calcule la energía que posee el agua al pasar por un punto de la tubería, situado a una altura de 25 ft sobre el plano bajo, si la presión estática en ese punto es igual a  $80 \text{ lb/ft}^2$ , siendo el gasto igual a 180 gpm en una tubería de diámetro igual a 5 in.

**Solución.**

$$Q = 180 \text{ gpm} \left( \frac{1 \text{ minuto}}{60 \text{ segundos}} \right) \left( \frac{1 \text{ ft}^3}{7.48 \text{ galones}} \right) = 0.401 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A = \frac{(\pi)(5/12)^2}{4} = 0.136 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.401}{0.136} = 2.949 \text{ ft/s}$$

Energía cinética

$$h_v = (2.949)^2/(2)(32.2) = 0.135 \text{ ft.}$$

La presión estática es:

$$80 \frac{lb}{in^2} \left( \frac{144 in^2}{1 ft^2} \right) = 11,520 lb/ft^2$$

Por lo tanto, la energía de presión es:

$$h_p = 11,520/62.4 = 184.62 ft$$

La cabeza de energía potencial "Z"=25, por lo tanto, la energía total llegar a ese punto de 25 ft es:

$$E = 25 + 184.62 + 0.135 = 209.755 ft. o (lb - ft / lb)$$

**Potencia.** El trabajo se puede medir por la energía que se gasta en realizarlo. Por lo tanto, la potencia se define como el trabajo realizado por segundo, es decir:

$$Potencia = \frac{trabajo}{tiempo} = \frac{energia}{tiempo} \quad (3.13.76)$$

Por lo tanto, la potencia para elevar el agua u otro fluido se obtiene de multiplicar la energía total por "wQ" si la energía está dada por (lb - ft/lb).

$$Pot. = E(w)(Q) \quad (3.13.77)$$

De acuerdo con esto la potencia total obtenida por el agua en un punto dado de la conducción, está dada por:

$$Pot = \frac{wQh_p}{550} + \frac{wQh_v}{550} + \frac{wQh_z}{550} [HP] \quad (3.13.78)$$

Esta expresión, cada término representa la potencial de cada energía.

### Ejemplo 3.13.8

Calcule la potencia necesaria elevar el agua a 25 ft conservando los datos del ejercicio 3.13.7

Solución.

$$Pot. = E(w)(Q) = 209.755(62.4)(0.401) = 5,248.57 (lb - ft/s)$$

De esta manera para calcular la potencia de la bomba para realizar este trabajo es de:

$$Considerando que un Hp = 550 (lb - ft/s)$$

$$Potencia de la bomba = \frac{5,248.57}{550} = 9.54 HP$$

### 3.13.4.2 FLUJO EN TUBERÍAS

De acuerdo con Loreto y Laker (1978) el diseño de las tuberías en una planta de procesamiento de minerales se desarrolla a partir de los siguientes pasos:

- Identificación del diagrama de flujo del proceso.
- Identificación y caracterización de los diversos procesos donde se bombeará la pulpa.
- Establece las velocidades de transporte mínimas y críticas para los fluidos.
- Selección del diámetro de la tubería y determinación de los factores de fricción.
- Selección del material de las tuberías, accesorios y soportes.
- Listado de las tuberías y accesorios.

Cuando un fluido está en movimiento se fuerza a fluir mediante una bomba a través de una tubería, su flujo se puede caracterizar como un flujo laminar, si cada partícula del fluido sigue una trayectoria uniforme de tal modo que las trayectorias de diferentes partículas nunca se cruzan unas con otras. Cuando se tiene un flujo laminar todas las partículas llegan al punto final con la misma velocidad. Bajo cierta velocidad crítica el flujo se vuelve turbulento, cuando se habla de un flujo turbulento se debe interpretar que durante el transporte se tiene ciertas irregularidades que causa el choque entre partículas y con la pared de la tubería desarrollando regiones con alta turbulencia.

Durante el movimiento del fluido se debe prestar atención a la fricción, que se relaciona con la caída de presión y las pérdidas de carga durante su flujo en la tubería. Conocer la caída de presión es fundamental para determinar la potencia de la bomba. En el diseño de una red de tuberías se incluyen tuberías de diferentes diámetros, uniones, codos para dirigir el fluido, válvulas para controlar la razón de flujo y bomba para presurizar el fluido.

El término tubería se usa para los ductos donde fluye un líquido, los cuales representan los tramos de flujo. Los principales materiales de tubería utilizados son de acero, acero recubierto de caucho, ductos de caucho y tuberías de plástico. Las tuberías trabajan con una velocidad promedio que permanece constante cuando el fluido es incompresible y el diámetro de la tubería es constante. Cuando se tienen aplicaciones de calentamiento o enfriamiento esto puede cambiar debido a los cambios en la viscosidad y densidad.

En las tuberías cuando un fluido viaja a una velocidad baja se tiene un fluido lamina, pero a medida que la velocidad aumenta sobre un valor de velocidad crítica se obtiene un flujo turbulento. Cuando se trata de sistemas de bombeo en la mayoría de los casos el flujo es transitorio o turbulento.

La transición de flujo laminar a flujo turbulento depende de la geometría, rugosidad de la superficie, velocidad del flujo, temperatura de la superficie, el tipo de fluido, diámetro de la tubería, densidad y viscosidad. Después de varios experimentos Reynolds descubrió que régimen de flujo depende de la razón de fuerzas inerciales a fuerzas viscosas en el fluido. Expresándolo en el número de Reynolds que se expresa para el flujo interno en una tubería circular como:

$$R_e = \frac{\text{Fuerzas inerciales}}{\text{Fuerzas viscosas}} = \frac{VD}{\nu} \quad (3.13.79)$$

Donde:

$V$ : Velocidad de flujo promedio, m/s.

$D$ : Diámetro de la tubería, m.

$\nu$ : Viscosidad cinemática del fluido, m<sup>2</sup>/s.

La naturaleza de un fluido incompresible se caracteriza por su número de Reynolds, en donde el flujo se vuelve turbulento recibe el nombre de número de Reynolds crítico. Este valor es diferente para geometrías y condiciones de flujo distintas. En condiciones prácticas el flujo en tuberías circulares es laminar la  $R_e \leq 2,300$ , turbulento para  $R_e \geq 4,000$  y de transición entre estos dos valores.

En un sistema de bombeo, las pérdidas se deben por la fricción del fluido con las paredes de las tuberías y a los choques entre partículas que tienen lugar durante el transporte esto se debe por cambios en la velocidad, reducciones del diámetro de la tubería, presencia de algún accesorio y debido a las condiciones de la entrada.

Por su importancia, estas pérdidas se clasifican en mayores y menores. Las pérdidas mayores se deben por la longitud de conducción, diámetro de la tubería, velocidad y la rugosidad de la tubería. Las pérdidas menores se deben a las uniones, válvulas, flexiones, codos, entradas, salidas, ensanchamientos y contracciones de la tubería.

Çengel y Cimbala (2006) mencionan que para el análisis de flujo en tubería es importante considerar la caída de presión la cual está dada por la expresión:

$$\Delta P_L = f \frac{L}{D} \frac{\rho V^2}{2} \quad (3.13.80)$$

Donde " $f$ " es el factor de fricción de Darcy –Weisbach, para un flujo laminar en unas tuberías circulares es:

$$f = \frac{64}{R_e} \quad (3.13.81)$$

En los sistemas de tuberías, las pérdidas de presión se expresan en término de la altura de la columna de fluido equivalente, llamada pérdida de carga. Representa la altura adicional que el fluido necesita para elevarse por medio de una bomba con la finalidad de superar las pérdidas por fricción de la tubería. En una tubería la pérdida de carga está dada por:

$$h_L = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g} \quad (3.13.82)$$

Encontrando el valor de algunos de estos dos parámetros en la tubería es posible conocer la potencia de bombeo necesario para superar la pérdida de carga a partir de:

$$W_{bomba} = \dot{V} \rho g h_L = \dot{m} g h_L \quad (3.13.83)$$

Donde " $\dot{V}$ " es el flujo volumétrico y  $\dot{m}$  es el flujo másico.



Para una tubería horizontal el flujo volumétrico en un fluido laminar está dado por:

$$\dot{V} = \frac{\Delta P \pi D^4}{128 \mu L} \quad (3.13.84)$$

En una tubería inclinada está dada por:

$$\dot{V} = \frac{(\Delta P - \rho g L \sin \theta) \pi D^4}{128 \mu L} \quad (3.13.85)$$

La velocidad promedio de un flujo laminar en una tubería horizontal:

$$V = \frac{\Delta P D^2}{32 \mu L} \quad (3.13.86)$$

En una tubería inclinada está dada por:

$$V = \frac{(\Delta P - \rho g L \sin \theta) D^2}{32 \mu L} \quad (3.13.87)$$

En las tuberías con un flujo turbulento el factor de fricción depende del número de Reynolds y la rugosidad relativa " $\varepsilon/D$ ", que es la razón de la altura media de rugosidad al diámetro de la tubería. La solución a esta situación no se puede obtener a partir de un análisis teórico y todos los resultados disponibles se basan en experimentos en superficies rugosas, por lo tanto, el factor de fricción se calculó a partir de mediciones de la razón de flujo y caída de presión.

En el [Apéndice B-XXII](#) se muestra los valores de rugosidad para diferentes materiales de tubería y en la [Apéndice B-XXIII](#) el factor de fricción para tuberías de acero nuevas y rectas.

Uno de los trabajos experimentales que trata de dar solución a esta problemática de encontrar un valor para el factor de fricción en un flujo turbulento es la ecuación de Colebrook:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2.0 \log_{10} \left( \frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right) \quad (3.13.88)$$

Posteriormente apoyando en el trabajo de Colebrook el ingeniero estadounidense Lewis Moody desarrolló un gráfico produciendo una expresión gráfica representada por el factor de fricción como una función del número de Reynolds y  $\varepsilon/D$  conocido como Diagrama de Moody ([Apéndice B-XXIV](#)), realizado para tuberías circulares. La aplicación del Diagrama de Moody y la ecuación de Colebrook se consideran precisos entre un  $\pm 15\%$ . La aplicación de la ecuación de Colebrook para encontrar el factor de fricción implica varias iteraciones.

### Ejemplo 3.13.9

Calcule la pérdida de carga que se generan en una tubería de acero de 5 pulgadas de diámetro, que tiene una longitud de 2 millas, si el caudal de agua es de 360 gpm.

**Solución.**

$$\begin{aligned} Q &= 360 \text{ gpm} = 0.802 \text{ ft}^3/\text{s} \\ A &= 0.136 \text{ ft}^2 \\ V &= Q/A = 0.802/0.136 = 5.897 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Interpolando los valores del factor de fricción del [Apéndice B-XXIII](#):

$$f = 0.02582$$

$$L = 2 \text{ millas} = 10,560 \text{ ft.}$$

Sustituyendo en la fórmula de pérdida de carga.

$$h_L = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g}$$

$$h_L = 0.02582 \left( \frac{10,560}{\frac{5}{12}} \right) \left( \frac{5.897^2}{2(32.2)} \right) = 353.35 \text{ ft}$$

### Ejemplo 3.13.10

Determine la pérdida de energía en una tubería de 300 m en una tubería de hierro galvanizado con un diámetro de 75 cm cuando el agua fluye a 21° a una velocidad promedio de 2 m/s considere una viscosidad cinemática de  $0.984 \times 10^{-6}$ .

#### Solución.

En un primer paso se calcula en número de Reynolds:

$$R_e = \frac{dV}{\nu} = \frac{0.75 \times 2.0}{0.984 \times 10^{-6}} = 1.5 \times 10^6$$

La rugosidad de la tubería de acuerdo con el [Apéndice B-XXII](#) es de  $\varepsilon = 0.15 \text{ mm}$

$$\varepsilon/D = 0.00015/0.75 = 0.0002$$

Evalutando en el diagrama de Moody se obtiene  $f = 0.0145$ :

$$h_L = f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2g}$$

$$h_L = 0.0145 \frac{300}{0.75} \frac{2^2}{2(9.81)} = 1.18 \text{ m}$$

Las pérdidas menores se deben al choque que se genera contra los accesorios por ejemplo cuando el diámetro de una tubería se reduce o ensanchan en estos casos se pierde energía por los torbellinos que se genera en esa zona de turbulencia. En las tuberías largas estas pérdidas son menores en comparación con la pérdida de carga por fricción en los tubos, resulta significativa cuando la línea de tuberías es corta o dentro de la planta se utilizan ajustes a la red de tuberías.

El flujo a través de los accesorios resulta complejo, y por lo general no se utiliza un análisis teórico. Regularmente los fabricantes de los accesorios determinan las pérdidas menores de manera experimental. Una primera estimación de las pérdidas menores se obtiene en función de la cabeza de velocidad y el coeficiente de pérdida  $K_L$ , este coeficiente de pérdida es expresado para los diferentes accesorios de tubería para un flujo turbulento se encuentran en tabla del [Apéndice B-XXV](#).

Por lo tanto, las pérdidas menores están expresadas por:

$$h_L = K_L \left( \frac{V^2}{2g} \right) \quad (3.13.88)$$

Cuando se trata de una tubería recta se puede estimar las pérdidas menores a partir de la obtención de la longitud equivalente. Las pérdidas menores expresadas en términos de la longitud equivalente se definen como:

$$h_L = f \left( \frac{L_{equiv}}{2g} \right) \left( \frac{V^2}{2g} \right) \quad (3.13.89)$$

Mediante esta expresión se obtiene la pérdida de carga que provoca el accesorio equivalente a la pérdida de carga causada por un tramo de la tubería cuya longitud es  $L_{equiv}$ . Este método hace que las pérdidas menores sea parte de las pérdidas por fricción y para cada accesorio de la tubería se le asigna una longitud equivalente es decir una válvula de globo de 2 in de diámetro tiene una longitud de 55 ft de una tubería de 2 pulgadas de diámetro.

Este procedimiento resulta útil para tuberías lisas de acero rectas. Las longitudes equivalentes de los diferentes accesorios se muestran en la Tabla 3.13-7. En el [Apéndice B – XXVI](#) se muestra su equivalencia en mm y metros.

**Tabla 3. 13- 7**  
Longitudes equivalente de una tubería recta.

LONGITUDES EQUIVALENTE DE UNA TUBERÍA RECTA EN PIES							
PERDIDAS POR FRICCIÓN EN VÁLVULAS Y CONEXIONES							
Diámetro Nominal, in.	Válvula Globo	Válvula Check	Ramificación en T	Codo 90° Estándar	Codo 90° Largo	Válvula Compuerta	Codo 45° Estándar
0.5	17	4	3	2	1	0.3	1
0.75	22	5	4	2	1	0.4	1
1	28	7	6	3	2	0.6	1
1.25	37	9	8	4	2	0.8	1.9
1.5	45	12	8.1	4.1	2.7	0.9	1.9
2	55	14	10.4	5.2	3.5	1.1	2.4
2.5	70	16	14	6.2	4.2	1.3	2.9
3	84	20	15.5	7.7	5.2	1.6	3.6
4	110	26	20.3	10.2	6.8	2.1	4.7
5	140	34	25.4	12.7	8.5	2.7	5.9
6	170	40	31	15.3	10.2	3.2	7.1
7	190	46	38	18	12	4	9
8	225	53	40	20.2	13.4	4.3	9.4
10	280	67	51	25.3	16.9	5.3	11.8
12	340	77	61	30	20.2	6.4	14.1
14	-	92	71	35	23.5	7.5	16.5
16	-	105	81	40	26.9	8.5	18.8

Adaptado de Araujo (1992).

En el caso de pérdidas menores en tuberías que descargan sumergidas en depósitos o tanques, puede considerarse un caso de ensanchamiento. Para este caso se tiene un coeficiente de pérdida " $K_L$ ", este valor depende de la velocidad en la tubería, ver Tabla 3.13-8.

**Tabla 3. 13- 8**  
Coeficiente de pérdida en una tubería sumergida.

COEFICIENTE DE PERDIDA	
TUBERÍA CON DESCARGA SUMERGIDA	
Velocidad	"K <sub>L</sub> "
ft/s	
2	1
5	0.96
10	0.91
20	0.86
40	0.81

Adaptado de Araujo (1992).

De esta manera teniendo disponible los coeficientes de pérdida, la pérdida de carga total en la tubería está dada por:

$$h_{L,total} = h_{L,mayor} + h_{L,menor}$$

$$h_{L,total} = \sum_i f_i \frac{L_i V_i^2}{D_i 2g} + \sum_j K_{L,j} \frac{V_j^2}{2g} \quad (3.13.90)$$

### 3.13.4.3 VELOCIDAD Y GASTO EN TUBERÍAS

Cuando una tubería descarga a la atmosfera se tiene que:

$$h_t = h_e + h_f + h_v \quad (3.13.91)$$

Por lo tanto:

$$h_t = 0.5 \left( \frac{V^2}{2g} \right) + f \left( \frac{L}{D} \right) \left( \frac{V^2}{2g} \right) + \frac{V^2}{2g} \quad (3.13.92)$$

Simplificando la cabeza de velocidad se tiene:

$$h_t = \frac{V^2}{2g} \left( 1.5 + f \left( \frac{L}{D} \right) \right) \quad (3.13.93)$$

Despejando "V" se obtiene una aproximación de la velocidad promedio:

$$V = \sqrt{\frac{2gh_t}{1.5 + f \left( \frac{L}{D} \right)}} \quad (3.13.94)$$

Donde:

"h<sub>t</sub>" cabeza de presión.

Para obtener un valor correcto se debe de realizar una iteración con la velocidad y el valor de "f" hasta que este sea constante. Cuando se conoce el diámetro y la velocidad se puede estimar el gasto de la tubería.

Si se trata de una tubería larga ( $L/D = 4,000$ ) y el valor medio de  $f = 0.020$  la velocidad de la tubería estará dado por:

$$V = \sqrt{\frac{2gh_t D}{fL}} \quad (3.13.95)$$

El gasto estará dado por:

$$Q = (6.3) \sqrt{\frac{h_t D^5}{fL}} \quad (3.13.96)$$

#### 3.13.4.4 GRADIENTE HIDRÁULICO

La energía total de la cabeza en cualquier punto del sistema de bombeo se puede calcular a partir de la ecuación de Bernoulli. Si se elige una elevación de referencia y se calcula la energía total para elevar el líquido hasta este punto a lo largo del sistema se obtiene el gradiente de energía del sistema.

El gradiente de energía del sistema entre el plano de referencia y el punto elegido cumple con la ecuación de Bernoulli.

$$\frac{P_1}{w} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{P_2}{w} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 + h_f \quad (3.13.97)$$

Donde se pueden observar la cabeza de presión, cabeza de velocidad, cabeza de fricción (perdidas), energía potencial, energía cinética y energía de presión. El gradiente hidráulico es importante para analizar el diseño de sistemas de bombeo que permite analizar la energía de sistema que está dada por:

$$E = h_e + h_f + h_v = h_t \quad (3.13.98)$$

Es decir:

$$E = 0.5(V^2)/2 + f(L/D)(V^2/2g) \quad (3.13.99)$$

#### Ejemplo 3.13.11

En una tubería con un diámetro de 6" se alimenta de un tanque donde el nivel del agua se mantiene estable, con una elevación de 3,000 ft sobre el nivel del mar. La tubería tiene una longitud de 5,000 ft. La tubería descargara al aire libre a una elevación de 2,500 ft.

Un punto del terreno que constituye un paso obligado para la tubería, se encuentra a una elevación de 2,800 ft y se encuentra localizada a una distancia de 2,000 ft respecto al punto de alimentación (medidos sobre el eje de la tubería). Se requiere calcular el gasto esperado, siendo la tubería de acero y además se requiere saber si la misma operara adecuadamente.

### Solución.

Del problema se tiene que:

$$\begin{aligned}D &= 6 \text{ in} = 0.5 \text{ ft} \\L &= 5,000 \text{ ft} \\h_t &= 3,000 - 2,500 = 500 \text{ ft} \\A &= 0.196 \text{ ft}^2 \\ \text{Suponiendo que } f &= 0.02\end{aligned}$$

La velocidad promedio estará dada por:

$$V = \sqrt{\frac{2gh_t}{1.5 + f\left(\frac{L}{D}\right)}} = \sqrt{\frac{2(32.2)(500)}{1.5 + 0.02\left(\frac{5,000}{0.5}\right)}} = 12.64 \text{ ft/s}$$

De acuerdo con el [Apéndice B-XXIII](#) para una velocidad de 12.64 ft/s y un diámetro de 6", se tiene que  $f = 0.0215$ .

$$V = \sqrt{\frac{2(32.2)(500)}{1.5 + 0.0215\left(\frac{5,000}{0.5}\right)}} = 12.20 \text{ ft/s}$$

Por lo tanto:

$$Q = AV = (0.196)(12.20) = 2.395 \text{ ft}^2/\text{s}.$$

Ahora se calcula la cabeza de velocidad y el gradiente de energía.

$$V^2/2g = (12.20)^2/(2 \times 32) = 2.311 \text{ ft}.$$

$$h_e = 0.5(V^2)(2g) = 1.156 \text{ ft}.$$

Desnivel del gradiente de energía =  $500 - 2.311 - 1.156 = 496.53 \text{ ft}$ .

Por lo tanto, el gradiente de energía del punto a 2,000 ft. Desde el punto de alimentación es:

$$(3,000 - h_e) - \left(\frac{496.51}{5000}\right)(2,000) = 2,800.23 \text{ ft}$$

#### 3.13.4.5 CURVAS CARACTERÍSTICAS DE BOMBEO

Una curva característica es un diagrama que representa una gráfica de las características del rendimiento de una bomba. La curva básica expresa la cabeza total del sistema frente a el caudal en un gráfico x-y. Regularmente la curva característica de una bomba incluye varias curvas casi paralelas que muestran la capacidad – eficiencia, capacidad – potencia absorbida, junto con la cabeza total del sistema potencia, diámetros del impulsor, altura neta positiva de aspiración o velocidades de rotación.

La cabeza total del sistema considera la energía total del sistema de bombeo desde la entrada hasta la descarga y está dada por:

$$Cabeza\ total = (h_s - h_d) + h_v + h_f \quad (3.13.100)$$

Donde:

- $h_s$ : Cabeza de succión.
- $h_z$ : Cabeza de energía potencial.
- $h_s + h_d$ : Cabeza estática de la bomba.
- $h_v$ : Cabeza de velocidad.
- $h_f$ : Cabeza de fricción.

Estas curvas son otorgadas por el proveedor y permiten seleccionar la bomba que satisfaga las características de la línea de tubería, garantizando una correcta operación. En la Figura 3.13-49 se muestra la curva característica de una bomba y en ella se sombrea el rango de selección que es sobre la meseta de la curva de eficiencia, ya que se busca la mayor eficiencia de la operación por lo tanto cualquier selección de Q contra H es correcta.

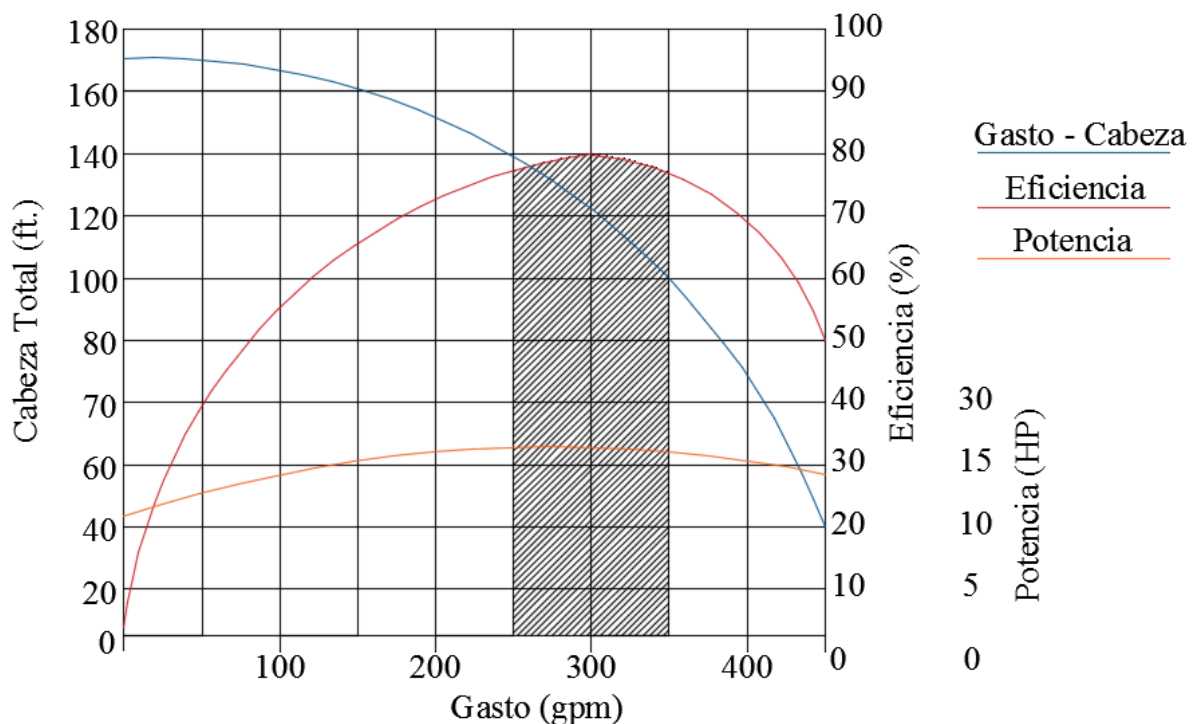


Figura 3. 13- 49 Eficiencia en una curva características. Adaptado de Araujo (1992).

Los gastos con esta eficiencia que se pueden obtener de esta bomba, oscilan entre 250 y 350 gpm para cabezas de energía de presión comprendidas entre 136 y 108 ft respectivamente. La máxima eficiencia corresponde al 70 % y la potencia es aproximadamente de 13 HP.

Si la bomba a la cual pertenece la curva característica, cubre con los requerimientos de cabeza de acuerdo con los cálculos realizados de la tubería, pero no con el gasto bajo la región de máxima eficiencia; la bomba no es adecuada y se tendrá que buscar otra bomba cuyas características cumplan con las necesidades del sistema de bombeo.

En la Figura 3.13-50 se muestran las curvas características de una bomba centrífuga que permite el transporte de 100 gpm y una altura de descarga de 500 ft (cabeza).

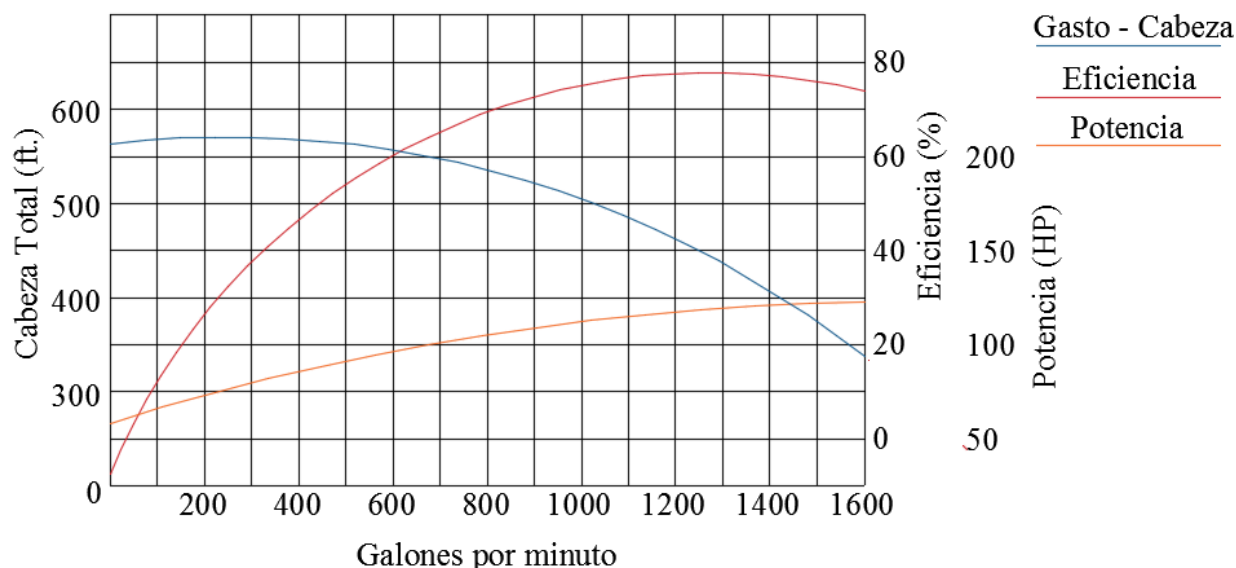


Figura 3. 13- 50 Curva características de una bomba centrífuga. Adaptado de Araujo (1992).

Una vez que se tienen estos parámetros se puede estimar la potencia necesaria por la bomba mediante la expresión:

$$Pot. = \frac{Q(H)(8.33)}{33,000(E)} \quad (3.13.101)$$

Otra forma en que los fabricantes representan curvas características del rendimiento de bombas y curvas de potencias. Estas curvas resultan más útiles porque permite seleccionar el tipo de bomba y su impulsor. Estos gráficos permiten automáticamente determinar; la cabeza total, gasto, eficiencia y potencia.

Por ejemplo, se considera una bomba Denver SRL 5 X 4-C (Figura 3.13-51) es seleccionada con un gasto se espera cuando a) cabezal total a vencer sea de 100 ft y b); cuando la cabeza sea de 52 ft. Además, que potencia se requiere para la bomba en casos mencionados. De acuerdo con las curvas características del gráfico se puede interpretar que en el caso de una bomba que cumpla con una cabeza de 100 ft el gasto esperado la velocidad del impulsor es de 1300 rpm será  $Q = 275 \text{ gpm}$  con una eficiencia de 50 %.

Para el caso en que la bomba tiene una cabeza total de 52 ft y una velocidad del impulsor 1,100 rpm se tiene un gasto de 635 gpm y tiene una eficiencia de 66 %. Se puede observar que al aumentar la cabeza total con esta bomba se requiere de una mayor velocidad del impulsor que pueda alcanzar la cabeza total bajo una eficiencia del 50 % por lo tanto para este caso en la cabeza de 100 ft sería recomendable una bomba con mayor potencia que otorgo una eficiencia mayor como la bomba 8 x 6 SRL-C (Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y Almacenamiento - Material 11).



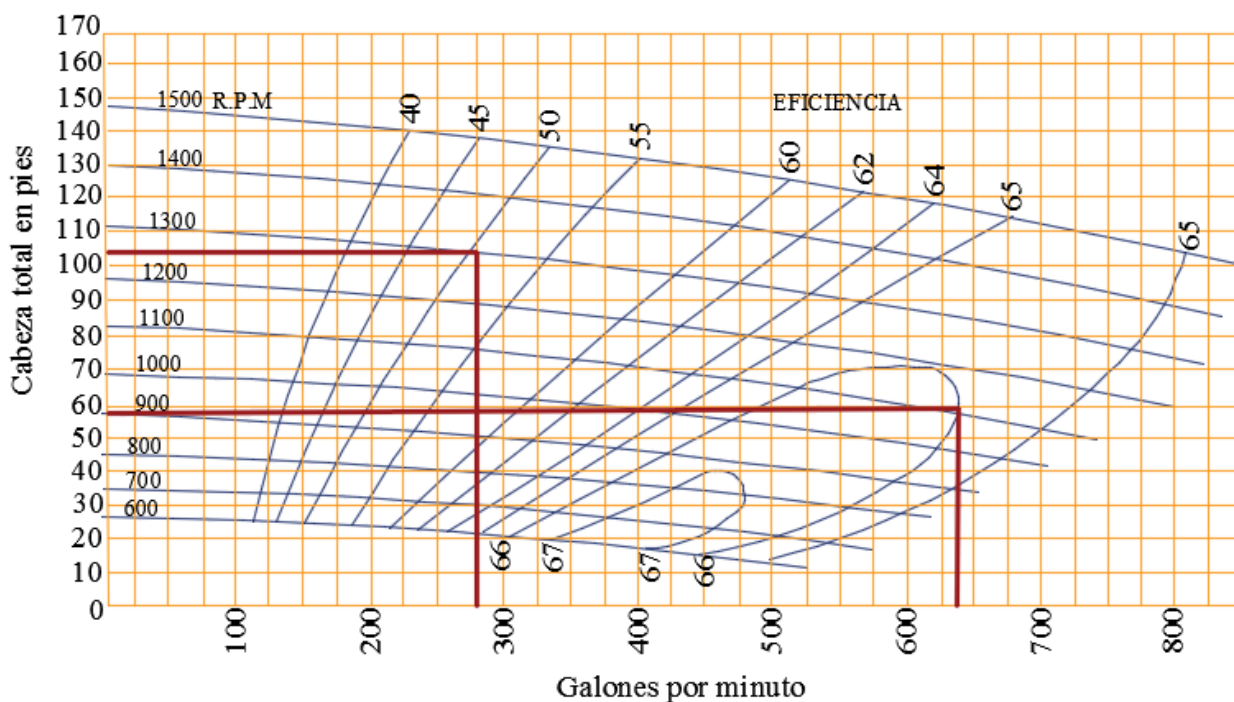


Figura 3. 13- 51 Curva características de una Bomba Denver SRL 8X6-C. Adaptado de Araujo (1992).

Para la cabeza de 100 ft se tiene un caudal de 275 gpm lo que otorga una potencia de 13 HP lo cual otorga un a eficiencia de 50 % con una bomba de 8 x 6 se tiene una eficiencia mayor (73 %) y se requiere una potencia de 35 HP. En el caso de cabeza de 52 ft cuando se calcula el potencial:

$$Pot. = \frac{635(52)(8.33)}{33,000(0.66)} = 12.6 \approx 13 \text{ HP}$$

Denver SRL indica que la potencia para 635 gpm y una velocidad de 1,100 rpm se tiene una potencia de 14 HP (Figura 3.13-51) que cumpla con el cálculo de la potencia. De acuerdo con Bise (2009) conociendo el gasto (galones por minuto), la cabeza (pies) y la potencia de entrada (potencia al freno), la eficiencia de la bomba se puede obtener con la siguiente relación:

$$E = \frac{QH}{(33,000)(HP)} \quad (3.13.102)$$

En el Apéndice B-XXVII se presentan las curvas características de las bombas de la serie SRL de Denver en específico los tamaños 5 x 4-C, 10 x 8-C para el manejo de pulpa y el Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 11 se muestran los demás tamaños de estas series. El tamaño de una bomba centrífuga, está dado por diámetro de la abertura de descarga y el diámetro de succión.

En el Apéndice B - XXVIII se presentan las curvas características de las Bombas Warman.

### 3.13.4.6 RELACIONES DE LAS BOMBAS CENTRÍFUGAS

La curva característica de una bomba centrífuga elegida para una determinada velocidad de giro ( $n$ ) sin variar su diámetro, puede dar lugar a un cambio en sus curvas características y a una modificación de las variables  $Q$ ,  $H$  y  $P$  cuando se le hace trabajar a distintas velocidades. La curva de la bomba varía según las leyes de semejanza:

El caudal que eleva una bomba, aumenta o disminuye proporcionalmente al aumento o disminución de la velocidad:

$$Q_2 = Q_1 \left( \frac{n_2}{n_1} \right) \quad (3.13.103)$$

La altura manométrica ( $H$ ) que eleva una bomba, aumenta o disminuye con el cuadrado de la velocidad:

$$H_2 = H_1 \left( \frac{n_2}{n_1} \right)^2 \quad (3.13.104)$$

La potencia absorbida crece o disminuye de acuerdo con el cubo de la velocidad:

$$P_2 = P_1 \left( \frac{n_2}{n_1} \right)^3 \quad (3.13.105)$$

La altura neta positiva de aspiración (NPSH) es proporcional al cuadrado de la variación de la velocidad:

$$NPSH_2 = NPSH_1 \left( \frac{n_2}{n_1} \right)^2 \quad (3.13.106)$$

Para determinar el efecto producido por la variación del diámetro del impulsor pueden emplearse las siguientes relaciones:

$$Q_2 = Q_1 \left( \frac{D_2}{D_1} \right) \quad (3.13.107)$$

$$H_2 = H_1 \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^2 \quad (3.13.108)$$

$$P_2 = P_1 \left( \frac{D_2}{D_1} \right)^3 \quad (3.13.109)$$

En aquellos casos en que se desee aumentar la velocidad o el rodete en una bomba, es aconsejable consultar previamente con el fabricante.

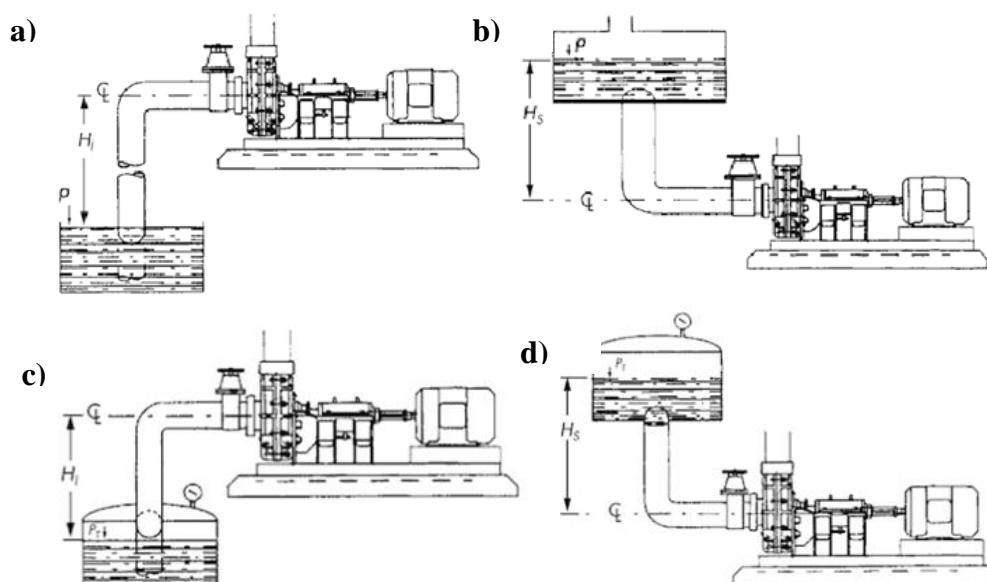
### 3.13.4.7 CAPACIDAD DE ASPIRACIÓN DE UNA BOMBA

El NPSH es la capacidad de aspiración que tiene una bomba, siendo la diferencia entre la presión del líquido a bombear referido al eje del impulsor o la velocidad del cigüeñal y la presión de vapor del líquido. El NPSH debe ser igual o mayor que el NPSH requerido por la bomba para tener un funcionamiento correcto.

Cuando esta condición no se cumple se tiene el riesgo de cavitación cuyas consecuencias son el desgaste de los alabes, vibraciones y ruidos. Además, se produce una disminución en el rendimiento de la bomba.

El NPSH disponible es una particularidad de la instalación y se define como la energía que tiene un líquido en la toma de aspiración de la bomba por encima de la energía de su presión de vapor. La instalación de las bombas centrífugas pueden ser:

- Suministro de succión abierto por abajo o arriba del nivel de succión.
- Suministro de succión cerrado por abajo o arriba del nivel de succión, ver Figura 3.13-52.



**Figura 3. 13- 52** Configuración de las bombas: **a)** Suministros de succión abierto por debajo del nivel de succión, **b)** Suministros de succión abierto por arriba del nivel de succión, **c)** Suministro de succión cerrado por debajo del nivel de succión y **d)** Suministro de succión cerrado por arriba del nivel de succión. Tomado de Nelson y Richins (2019).

El NPSH requerido es una característica de la bomba que otorga el fabricante. Se determina mediante pruebas o cálculo de la energía necesario para la aspiración y vencer las pérdidas por fricción y el aumento de velocidad desde la conexión de la bomba. El cálculo del NPSH disponibles se realiza con las siguientes expresiones.

Suministro de succión abierto.

$$NPSH = H_{atm} - (P_V + H_l + h_f) \quad \text{abajo del nivel de succión} \quad (3.13.110)$$

$$NPSH = H_{atm} + H - (P_V + h_f) \quad \text{arriba del nivel de succión} \quad (3.13.111)$$

Suministro de succión cerrado.

$$NPSH = P_T - (P_V + H_I + h_f) \quad \text{abajo del nivel de succión} \quad (3.13.112)$$

$$NPSH = P_T + H - (P_V + h_f) \quad \text{arriba del nivel de succión} \quad (3.13.113)$$

Donde:

$H_{atm}$ : Columna equivalente de la presión atmosférica, ft.

$P_V$ : Presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, ft.

$P_T$ : Columna equivalente a la presión del líquido dentro del tanque cerrado, ft.

$H_I$ : Cabeza estática, ft y  $H$ : Cabeza dinámica, ft.

$h_f$ : Perdidas por fricción en la tubería de succión, ft.

En la Tabla 3.13-9 se muestra los valores de la presión atmosférica a diferentes elevaciones. Si en la tubería de succión no tuviera fricción y presión de vapor del agua podría subir a un nivel determinado por la presión atmosférica. En la Tabla 3.13-10 se muestra la presión de vapor para diferentes temperaturas.

**Tabla 3. 13- 9**  
Presión atmosférica y columna de agua equivalente.

PRESIÓN ATMOSFERICA		
Altitud sobre el nivel del mar (ft.)	Presión atmosférica (lb/in <sup>2</sup> )	Columna de agua equivalente, ft.
0	14.69	33.9
1000	14.17	32.7
2000	13.66	31.52
3000	13.16	30.37
4000	12.68	29.26
5000	12.21	28.18
5280	12.08	27.88
6000	11.76	27.14
7000	11.32	26.12
8000	10.89	25.13
9000	10.48	24.18
10000	10.09	23.28

Adaptado de Araujo (1992).

**Tabla 3. 13- 10**  
Cabeza de presión de vapor.

CABEZA DE PRESIÓN DE VAPOR (ft. de agua)					
Temp. En °F	Pv	Temp. En °F	Pv/W	Temp. En °F	Pv
-20	0.02	60	0.59	140	6.63
-10	0.03	70	0.83	150	8.54
0	0.05	80	1.16	160	10.9
10	0.08	90	1.59	170	13.73
20	0.13	100	2.17	180	17.28
30	0.19	110	2.91	190	21.49
40	0.28	120	3.87	200	26.52
50	0.41	130	5.09	212	33.84

Adaptado de Araujo (1992).

En el Apéndice B-XXIX se muestra el equivalente de estas tablas con el valor de la columna de agua y la cabeza de presión de vapor en metros.

### Ejemplo 3.13.13

En un suministro abierto que está abajo del nivel de succión, calcule la altura de succión de una bomba si la temperatura del agua es de 100° F se tiene una presión de vapor es de 2.17 ft. Considerando pérdidas totales en la tubería de succión de 12 ft y una cabeza estática de 3.2 ft. El suministro se encuentra a una altura en el nivel del mar igual a 6,000 ft.

#### Solución.

A una elevación de 6,000 ft. Sobre el nivel del mar se tiene una presión atmosférica de 11.76  $lb/in^2$ . De la Tabla 3.13-9, de acuerdo a estas condiciones, la columna de agua equivalente es de 27.14 ft. Agua.

Por la altura de aspiración es:

$$NPSH = p - (V_p + H_l + h_f)$$

$$NPSH = 27.14 - (2.17 + 3.2 + 12) = 9.77 \text{ ft.}$$

Cuando se trata de una pulpa:

$$H_{atm} = \frac{\text{Columna de agua equivalente a una altura determinada en ft.}}{\text{Gravedad específica de la pulpa}}$$

$$P_v = \frac{\text{Cabeza de presión de vapor a una temperatura (°F) en ft de agua.}}{\text{Gravedad específica de la pulpa}}$$

#### 3.13.4.8 RELACIONES DE LAS BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

El funcionamiento de estas bombas consta de un cigüeñal, el cual se encarga de otorgar un movimiento de ida y vuelta del pistón. Este movimiento se encarga de succionar el agua y forzarla a través de la tubería de descarga. En cada revolución se desplaza un volumen de agua, teóricamente igual al volumen del cilindro de esta manera el gasto que maneja una bomba de émbolo simple está dado por:

$$Q = \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) (L)(N/60) \quad [ft^3/s] \quad (3.13.114)$$

Donde:

$N$ : Revoluciones por minuto de cigüeñal.

$L$ : Longitud de la carrera del pistón, ft.

$D$ : Diámetro del piston, ft.

Cuando la bomba tiene más de un pistón, el caudal calculado anteriormente es multiplicado por el número de pistones.

De acuerdo con Araujo (1992) las bombas reciprocantes en general son voluminosas, razón por la cual han dejado de utilizarse en algunas operaciones. Las fórmulas anteriores ayudan a obtener un caudal teórico debido a que es común tener fugas en las válvulas. Tomando en cuenta tales fugas expresadas en tanto por ciento, el gasto de las bombas está dado por:

$$Q = (n) \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) (L)(N/60) [100 - fugas]/100] \quad [ft^3/s] \quad (3.13.115)$$

$n$ : Número de pistones o émbolos.

### Ejemplo 3.13.14

Una bomba triplex con émbolos de 10" de diámetro y con carrera de 20", se emplea para elevar 16 gal/s de agua, contra una carga estática de 500 ft. Las pérdidas por fricción en la tubería de succión se estiman en 4 ft y en la descarga en 60 ft. La velocidad media en la tubería de descarga es de 3.02 ft/s. La eficiencia mecánica de la bomba es igual a 90 %, mientras que las fugas ascienden al 2 %.

Calcular la velocidad de rotación, a la cual la bomba debe girar, así como la potencia que requiere la bomba para funcionar.

### Solución.

Primer lugar se calcula la cabeza total:

$$\begin{aligned} h_s &= 0 \text{ ft} \\ h_z &= 500 \text{ ft} \\ h_f &= 4 + 60 = 64 \text{ ft} \\ h_v &= V^2/2g = 3.02^2/2(32.2) = 0.14 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Cabeza total} = 500 + 64 + 0.14 = 564.14 \text{ ft.}$$

El cálculo del caudal es:

$$Q = 16/7.48 = 2.14 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Por lo tanto, la velocidad de rotación:

$$N = 2.14 (60/(3 (0.909)(0.98))) = 48 \text{ rpm}$$

Para el cálculo de potencia es necesario conocer el caudal de la bomba:

$$\begin{aligned} Q &= (3) \left( \frac{\pi(10/12)^2}{4} \right) (20/12)(46/60) [100 - 2]/100] = 2.14 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Pot &= \frac{wQH}{550 \times E} = \frac{62.4(2.14)(564.14)}{550(0.90)} = 152.19 \text{ HP} \end{aligned}$$

El volumen de fluido desplazado por el pistón o émbolo en una sola carrera se llama desplazamiento en una bomba reciprocante. El desplazamiento se expresa en pulgadas cúbicas por carrera, pulgadas cúbicas por minuto o galones por minuto. Para determinar el desplazamiento del pistón en pulgadas cúbicas por carrera se debe de multiplicar el área efectiva del pistón por la longitud de la carrera.

### Ejemplo 3.13.15

Calcule el desplazamiento en pulgada cúbicas por carrera en una bomba simplex de doble efecto con un cilindro de agua que tiene un área efectiva de 19.242 pulgadas cuadradas, con un eje del émbolo de 1 pulgada.

#### Solución.

El desplazamiento es de:

$$19.242(12) = 230.9 \text{ pulgadas cubicas /carrera}$$

Considerando que la bomba anterior mencionada funciona a 92 carreras por minuto se tiene que:

$$230.9 (92) = 21,424.8 \text{ pulgadas cubicas por minuto}$$

Para determinar el desplazamiento, en galones por minuto se debe dividir el desplazamiento en 231(el cual representa 1 galón de agua). Por lo tanto, el desplazamiento es:

$$\text{Desplazamiento} = \frac{21,242.8}{213} = 91.96 \text{ galones por minuto}$$

Otro parámetro importante de las bombas reciprocantes es la distancia total en pies recorrida por un pistón en un minuto, la cual se conoce como velocidad del pistón.

### Ejemplo 3.13.16

Una bomba tiene una carrera de 16 pulgadas funciona a 60 carreras por minuto, su velocidad de pistón es:

$$\text{Velocidad de pistón} = \frac{16(60)}{12} = 80 \text{ ft/min}$$

La potencia requerida para una capacidad de bomba reciprocantes puede calcularse mediante la expresión:

$$Pot = \frac{\text{pies cubicos}(W(L_s + H_s))}{33,000} \quad [HP] \quad (3.13.116)$$

Donde:

$W$ : El peso de pie cubico del líquido, lb

$L_s$ : Elevación estática, ft.

$H_s$ : Cabeza estática, ft.

### Ejemplo 3.13.17

¿Qué potencia se requiere para elevar 1,000 pies cúbicos de agua a 200 pies? Si la elevación estática es de 10 ft si la temperatura de agua es de 75° F.

#### Solución

El peso de un pie cúbico agua a 75° F pesa 62.28 libras por lo tanto la potencia es de:

$$Pot = \frac{100(62.68(10 + 200))}{33,00} = 39.63 \text{ HP}$$

### 3.13.4.9 BOMBEO DE PULPAS

Nelson y Richis (2019) indican que el diseño de sistemas de bombeo de pulpas se basa en una combinación de los principios de hidráulica, mecánica de fluidos, reglas generales, pruebas de tuberías, experiencias operativas y sentido común.

El diseño del sistema de bombeo de pulpa consta de la selección del rango de velocidades a la cual se operará, diámetro de la tubería, selección del tipo de bomba, dimensionamiento y disposición de las bombas y tuberías.

Para la selección correcta de bombas algunas de las aplicaciones de las bombas en una planta de procesamientos mencionadas por Scott y Hays (1985) son:

- En la planta de molienda es el transporte de la descarga del molino hacia los hidrociclones o cribas regularmente se emplean bombas centrífugas especiales para el manejo de pulpa que contienen alrededor del 30 % al 65 % de sólidos con un tamaño de partículas que va desde las 20 mallas hasta partículas de 25 y 50 mm.
- En las celdas de flotación el bombeo del concentrado resulta difícil cuando se utilizan bombas centrífugas convencionales. Esto se debe a que la acción de la bomba centrífuga conduce a una separación de aire y líquido. Por lo tanto, se utilizan bombas centrífugas del tipo vertical.
- Para el manejo de pulpas en los tanques y presa de jales generalmente se utilizan bombas de diafragma tipo PD o bombas centrífugas.
- En la alimentación a los filtros, la bomba solo opera en la alimentación. Para esta operación los caudales son bastantes altos por lo tanto se utilizan bombas centrífugas.
- Para las operaciones de servicios químico como en la flotación, lixiviación, solventes y tratamientos en autoclaves o hornos. Se emplean bombas reciprocantes especiales para evitar cambios de temperatura, presión y resistir la corrosión del agente químico, esto se logra aislando el mecanismo.
- Bombas reciprocantes para pulpas de carbón.
- Bombas de cavidad progresiva y de diafragma para operaciones de desagüe y transporte de aguas residuales.

El primer paso para un sistema de bombeo de pulpa es identificar las características de la pulpa; se debe de conocer la gravedad específica, porcentaje de sólidos, velocidad volumétrica, velocidad y presión que genera en la tubería. Estas características pueden ser estimadas con las siguientes expresiones:

$$S_{SL} = 1 + \frac{C_V}{100(S_S - 1)} = \frac{1}{\left(1 - \left[\left(\frac{C_W}{100}\right)\left(\frac{S_S - 1}{S_S}\right)\right]\right)} \quad (3.13.117)$$

$$C_V = \frac{1}{1 + S_S \left[\frac{1}{\left(\frac{C_W}{100}\right) - 1}\right]} \quad (3.13.118)$$

$$Q_{SL} = \frac{M_S/60}{(S_S)(C_V)} \quad (3.13.119)$$



$$V_{SL} = \frac{Q_{SL}}{\pi(D/2)^2} \quad (3.13.120)$$

$$P = \frac{(H)(S_{SL})(g)}{1,000} \quad (3.13.121)$$

Donde:

$S_{SL}$ : Gravedad específica de la pulpa,  $t/m^3$

$C_V$ : Porcentaje de sólidos por volumen.

$S_S$ : Gravedad específica de los sólidos,  $t/m^3$

$C_W$ : Porcentaje de sólidos en peso.

$Q_{SL}$ : Velocidad volumétrica de la pulpa,  $m^3/min$ .

$M_S$ : Flujo de sólidos, t/h.

$V_{SL}$ : Velocidad de la pulpa, m/min.

$D$ : Diámetro interno de la tubería, m.

$P$ : Presión, kPa.

$H$ : Cabeza, m.

Es importante conocer la naturaleza de la pulpa en función del tamaño, gravedad específica de los sólidos y velocidad que se transportara para clasificar a la pulpa como homogéneas, pseudo-homogéneas o heterogéneas. La Figura 3.13-53 muestra la relación entre el diámetro de partícula, velocidad del flujo y la gravedad específica de las partículas sólidas para determinar la naturaleza de la pulpa.

**Pulpa homogénea.** Durante su transporte estas pulpas no son sedimentables y se caracterizan por una distribución uniforme de partículas sólidas. Estas pulpas tienen un alto porcentaje de finos ( $< 30 \mu m$ ) con una baja gravedad específica y presenta un comportamiento viscoso en la tubería.

**Pulpa heterogénea.** Son pulpas sedimentables que se caracterizan por una distribución no uniforme de partícula. Las partículas sólidas en su mayoría son gruesos y tienen una granulometría heterogénea a través de la sección transversal de la tubería.

**Pulpas pseudo – homogéneo.** Se produce cuando la pulpa se transporta a una velocidad donde las partículas se mantienen en suspensión de manera uniforme en la tubería. A una velocidad más baja las partículas gruesas se sedimentan y son transportadas por el líquido portador y como consecuencia chocan a lo largo del fondo de la tubería.

Durante el transporte se puede tener la combinación de un flujo homogéneo y heterogéneo donde las partículas finas fluyen homogéneamente y las partículas gruesas fluyen heterogéneamente.

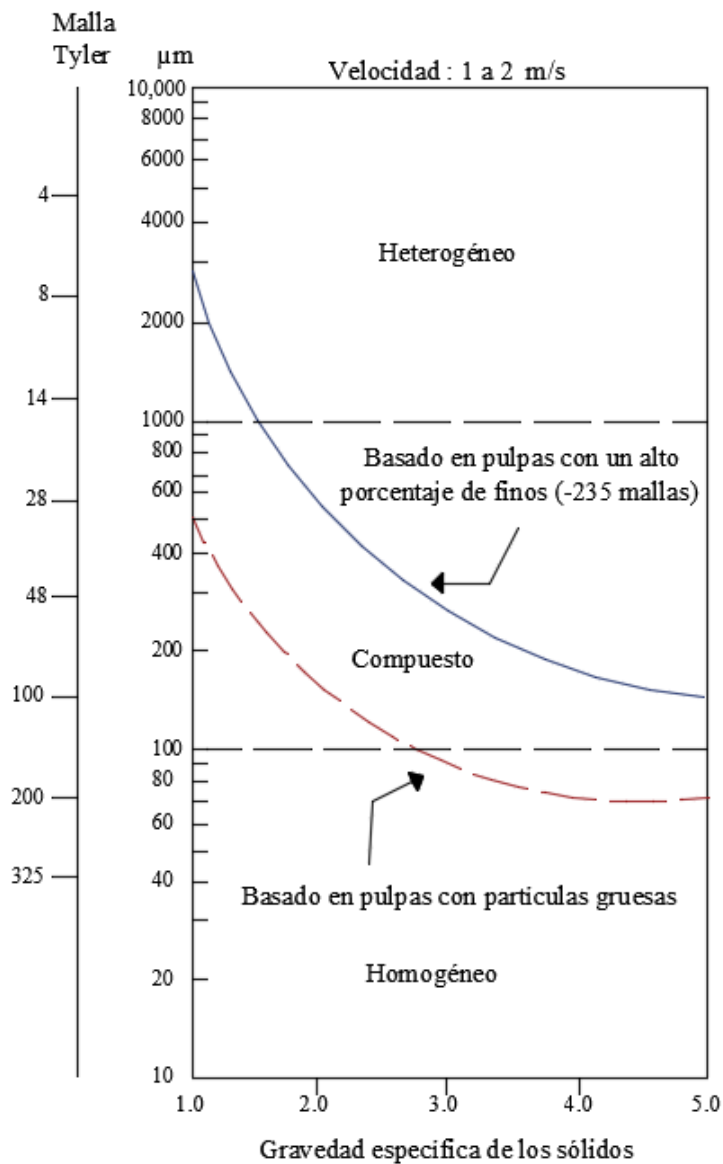


Figura 3. 13- 53 Comportamiento del flujo de una pulpa. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

### 3.13.4.10 VELOCIDAD DE BOMBEO

En el diseño del sistema de transporte de pulpa se debe de elegir un rango de velocidad al cual opere el sistema. Posterior a esto se debe elegir tipo y diámetro de la tubería, evaluar la cabeza total del sistema y seleccionar el equipo de bombeo. Para este proceso no existen procedimientos rigurosos o cálculos universales. Generalmente se recurre a datos de otras operaciones, pruebas de laboratorio y algunas correlaciones empíricas. Las correlaciones empíricas han sido desarrolladas solo para pulpas homogéneas.

La velocidad de asentamiento está relacionada por el tamaño, forma de partícula, viscosidad y gravedad específica de la pulpa. Si la pulpa se encuentra en reposo en una tubería, todos los sólidos se depositaría en el fondo y el agua se encontrará en la parte superior. Cuando se comienza con el bombeo el agua adquiere una velocidad y recolecta progresivamente los sólidos transportándolos a cierta velocidad " $V_c$ " donde solo algunos sólidos permanecen en el fondo con un ligero movimiento. Esta velocidad es llamada velocidad de sedimentación, cuando el flujo de la tubería está por debajo de " $V_c$ ", los sólidos comienzan a asentarse y la pulpa se vuelve heterogénea o se sedimenta.

Cuando la pulpa es heterogénea, se debe de tener cuidado de operar a una velocidad por encima de la velocidad de sedimentación de los sólidos. Para la estimar la velocidad de sedimentación Wilson (1979) desarrolló un nomograma (Figura 3.13-54) para estimar el valor de " $V_c$ " en función del diámetro de la tubería, tamaño de partícula y gravedad específica de los sólidos. Si se trata de una pulpa heterogénea, se debe de determinar la velocidad de sedimentación para asegurar el funcionamiento del sistema de bombeo y evitar que los sólidos se depositen en la mayoría de los casos estas pulpas son transportadas a velocidades de 3 m/s.

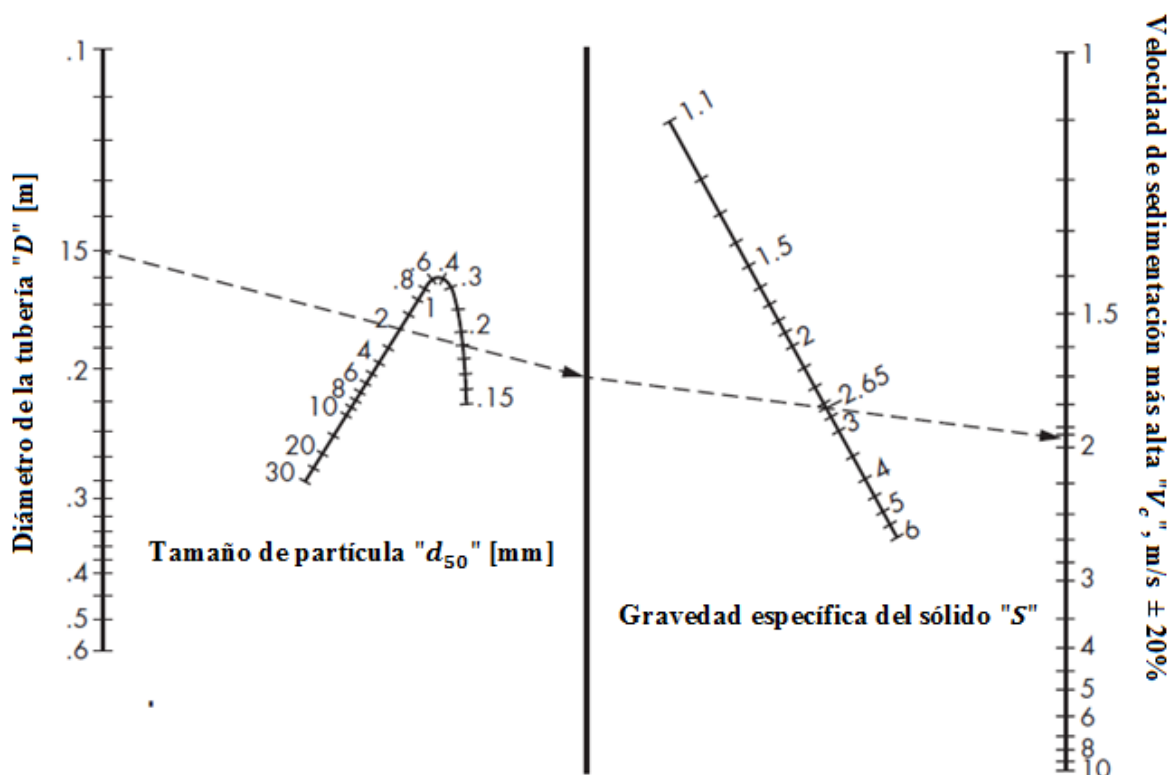


Figura 3. 13- 54 Nomograma de Wilson. Adaptado de Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Por ejemplo, una pulpa con una gravedad específica de los sólidos de  $2.65 \text{ t/m}^3$  y un tamaño de partículas de  $0.19 \text{ mm}$  deben bombearse a través de una tubería de  $0.150 \text{ m}$ . Empleando el nomograma de Wilson se obtiene que  $V_c = 1.95 \pm 0.40 \text{ m/s}$ .

Para estimar la velocidad de asentamiento Durand (1952) desarrolló la siguiente expresión:

$$V_L = F_L \sqrt{2gD(\rho - 1)} \quad (3.13.121)$$

Donde:

$F_L$ : Factor de la velocidad de sedimentación que depende del tamaño de partícula y concentración de sólidos.

$g$ : Aceleración gravitacional,  $9.81 \text{ m/s}^2$ .

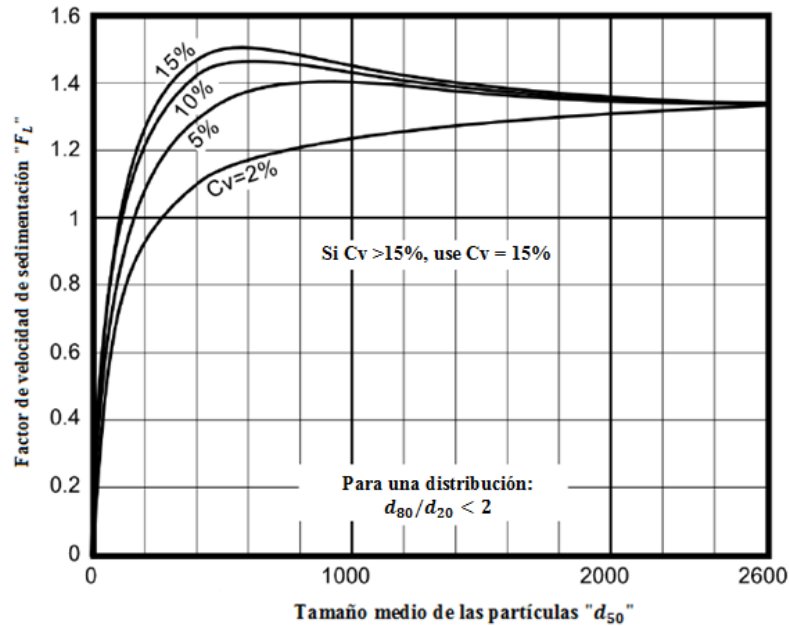
$D$ : Diámetro de la tubería, m.

$\rho$ : Gravedad específica de los sólidos,  $\text{t/m}^3$

Cuando las partículas tienen una granulometría homogénea, es decir se tiene una relación:

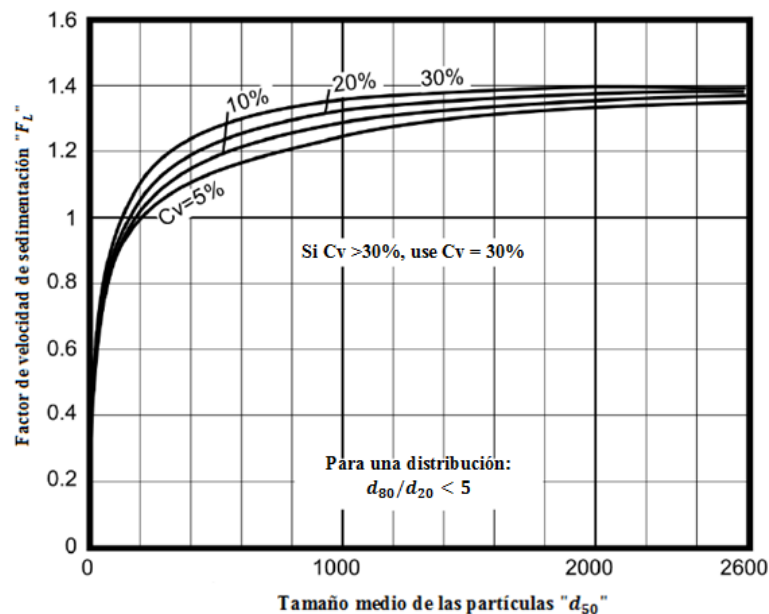
$$\frac{d_{80}}{d_{20}} < 2 \quad (3.13.122)$$

Se puede utilizar la Figura 3.13-55 para estimar el valor de " $F_L$ ", este gráfico es utilizado para pulpas con gruesos y finos menores a  $100 \mu m$ .



**Figura 3. 13- 55** Factor de velocidad de sedimentación límite. Adaptado de Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Cuando se requiere un rango de partículas más amplio la Figura 3.13-56 se usa para estimar el valor de " $F_L$ ".



**Figura 3. 13- 56** Factor de velocidad de sedimentación modificada. Adaptado de Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La velocidad de sedimentación determina el diámetro de tubería requerido para un flujo deseado. El diámetro de tubería requerido para un flujo deseado en conjunto con las pérdidas menores y mayores permite seleccionar la bomba adecuada y determinar la velocidad de operación adecuada.

### Ejemplo 3.13.18

En un sistema de bombeo para la aplicación de descarga de molino/ alimentación del banco de hidrociclones se obtuvieron los siguientes datos:

- 150 tph de sólidos en la descarga del molino
- Tubería de acero
- Gravedad específica de los sólidos: 4.0
- Tamaño máximo de partícula: Malla 20
- Concentración de sólidos: 45 % en peso
- Presión de hidrociclón en la entrada: 5 psi
- Altura entre el sumidero y la bomba: 6 ft
- Tubo de succión al ras de la pared del sumidero
- Tubería horizontal de aspiración: 4 ft. con un diámetro de 4 pulgadas
- Se programa 350 ft. de tuberías es igual a 40 tubos de pulgadas, tres codos de 90° en la tubería
- Cabeza estática entre la bomba y la entrada del hidrociclón 30 ft.
- La planta está ubicada a 3,000 ft.
- Temperatura de la pulpa = 80° F
- Perdidas de fricción 6.3 ft cada 100 ft. en tubería recta.

#### Solución.

En primer lugar, se determinan los parámetros de la bomba:

Gasto = gpm/tph

$$\text{Gasto} = 4.02 \left( \frac{\% \text{ agua}}{\% \text{ sólidos}} + \frac{1}{\text{gravedad específica de los sólidos}} \right) (\text{tph})$$
$$(4.02) \left( \frac{55}{45} + \frac{1}{4.0} \right) (150) = 885$$

Velocidad.

$$Q = 885 \text{ gpm} = 1.97179 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A = 12.57 \text{ in}^2 = 0.0873 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{1.97179}{0.0873} = 22.58 \text{ ft/s}$$

Cálculo de la cabeza total del sistema.

$$\text{Cabeza estática de succión} = 6.0 \text{ ft}$$

$$\text{Perdidas en la succión} = 0.5 \left( \frac{V^2}{2(g)} \right) = (0.5) \left( \frac{22.58^2}{2(32.2)} \right) = 3.96 \text{ ft}$$

$$\text{Perdidas de fricción en la succión} = 6.3 \text{ ft} \left( \frac{4 \text{ ft}}{100 \text{ ft}} \right) = 0.25 \text{ ft}$$

$$\text{Cabeza estática en la descarga} = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Cabeza de velocidad descarga} = \left( \frac{22.58^2}{2(32.2)} \right) = 7.91 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Perdidas de fricción en la descarga} &= 6.3 \text{ ft} \left( \frac{350 \text{ ft} + 3(25.3)}{100 \text{ ft}} \right) = 26.8 \text{ ft} \\ \text{Presión requerida en el punto de descarga} &= \frac{5 \text{ PSI} \left( 2.31 \frac{\text{ft H}_2\text{O}}{\text{PSI}} \right)}{1.48 \text{ G. E.}} = 7.8 \text{ ft} \\ \text{Cabeza total} &= (3.96 + 0.25 + 30 + 26.8 + 7.91 + 7.8) - 6.0 = 70.71 \approx 70 \text{ ft} \\ \text{Gravedad específica de la pulpa} &= \frac{100}{55 + \frac{45}{4.0}} = 1.51 \end{aligned}$$

Evaluando la curva característica de la Bomba de 5 x 4 – C de Denver del [Apéndice B-XXVII](#). Con esta bomba se tiene una eficiencia del 65% se requiere una rotación del impulsor 1,250 rpm.

La potencia de la bomba es:

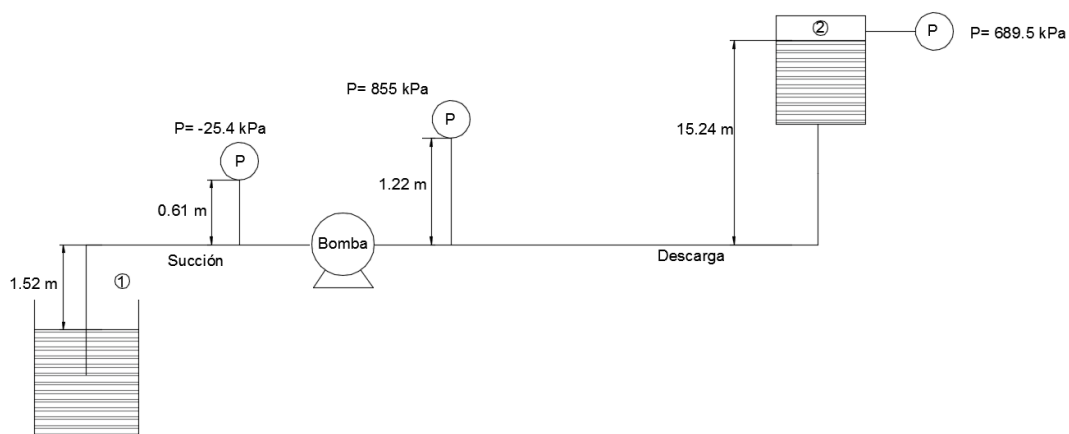
$$\text{Pot} = \frac{wQH}{550 \times E} = \frac{62.4(1.97179)(70)}{550(0.65)} = 24.01 \text{ HP} \approx 25 \text{ HP}$$

Capacidad de aspiración de la bomba:

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= H_{\text{atm}} - (P_V + H_I + h_f) \\ H_{\text{atm}} &= \frac{30.37 \text{ ft}}{1.51} = 20.11 \text{ ft} \\ P_V &= \frac{1.16}{1.48} = 0.78 \text{ ft} \\ H_I &= 6 \text{ ft} \\ h_f &= 3.96 + 0.25 = 4.21 \text{ ft} \\ \text{NPSH} &= 20.11 - (0.78 + 6 + 4.21) = 9.12 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Ejemplo 3.13.19

Una bomba centrífuga suministra  $227 \text{ m}^3/\text{h}$  de un líquido con un peso específico de  $62.4 \text{ lb}/\text{ft}^3$  desde un tanque de succión abierto a un tanque de descarga, a través de una tubería, como se muestra en la siguiente figura.



La tubería de succión y la tubería de descarga tienen un diámetro de 203 y 152 mm respectivamente. Las cabezas de presión de la tubería, válvulas y fricción son de 0.91 m para el lado de succión y 7.62 m para el lado de descarga.

En la figura se muestran cuatro puntos en los que se pueden analizar las presiones para calcular la cabeza total de la bomba. Estos son dos puntos un en el tanque de succión y otro en el de descarga. Los otros puntos se encuentran en los medidores de presión.

Determinar la cabeza total del sistema de bombeo.

**Solución.**

Para el cálculo de la cabeza total se calcula utilizando las lecturas de los medidores. La cabeza total es un sistema de bombeo es la diferencia de la cabeza de descarga y la cabeza de succión.

$$H_T = (H_d - H_s) + \sum H_f$$

$$\sum H_f = 0.91 + 7.62 = 8.53 \text{ m} = 27.98 \text{ ft}$$

$$(H_d - H_s) = [V_d^2/2g + P_d + Z_d] - [V_s^2/2g + P_s + Z_s]$$

Primer lugar se estima la velocidad en la tubería:

$$Q = 227 \text{ m}^3/\text{h} = 2.22679 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V_s = \frac{2.22679}{0.66601} = 3.3434 \text{ ft/s}$$

$$V_d = \frac{2.22679}{0.498688} = 4.4652 \text{ ft/s}$$

Cabeza de velocidad está dada por:

$$\frac{V_s^2}{2g} = \frac{(3.3434)^2}{2(32.2)} = 0.17 \text{ ft}$$

$$\frac{V_d^2}{2g} = \frac{(4.4652)^2}{2(32.2)} = 0.31 \text{ ft}$$

Cabeza de presión está dada por:

$$P_d = 855 \text{ kPa} = 17857.08 \text{ lb/ft}^2$$

$$h_d = P_d/w = \frac{17857.08 \text{ lb/ft}^2}{62.4 \text{ lb/ft}^3} = 286.17 \text{ ft}$$

$$P_s = 25.4 = 530.49 \text{ lb/ft}^2$$

$$h_s = P_s/w = \frac{530.49 \text{ lb/ft}^2}{62.4 \text{ lb/ft}^3} = 8.5 \text{ ft}$$

Finalmente:

$$Z_d = 1.22 \text{ m} = 4.002625 \text{ ft.}$$

$$Z_d = 0.61 \text{ m} = 2.001312 \text{ ft.}$$

La cabeza total del sistema es:

$$H_T = [0.31 + 286.67 + 4.002625] - [0.17 + 8.5 + 2.001312] + 27.98 = 308.29 \text{ ft}$$

### Ejemplo 3.13.20

Una planta de procesamiento trata 250 toneladas de esfalerita por hora. La pulpa de alimentación contiene 40 % de sólidos en peso que se envía a un tanque para su acondicionamiento con sulfato de cobre durante 5 minutos antes de bombearse al circuito de flotación de zinc. Calcule el volumen del tanque mezclador requerido, considerando que la densidad  $3,900 \text{ kg/m}^3$ .

Volumen de los sólidos:

$$\frac{250 (1,000)}{3,900} = 64.10 \text{ m}^3/h$$

Caudal de agua en peso = caudal en peso del sólido (relación de dilución)

$$250 \left( \frac{1 - 0.40}{0.40} \right) = 375 \text{ t/h}$$

Caudal volumétrico del agua:

$$\frac{375 (1,000)}{1,000} = 375 \text{ m}^3/h$$

Caudal volumétrico de la pulpa:  $375 + 64.10 = 439.10 \text{ m}^3/h$

Tiempo de residencia de 5 minutos

Volumen del tanque:

$$439.10 \left( \frac{5}{60} \right) = 36.59 \text{ m}^3$$

Considerando un factor de seguridad del 20%.

$$36.59 \text{ m}^3(1.2) = 43.91 = 44 \text{ m}^3$$



## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. En una operación a las 7:00 am se para el circuito de trituración de molienda para llevar a cabo el mantenimiento del alimentador. En esa hora la tolva de finos tiene 50 toneladas de minera. La capacidad de la planta y del circuito de trituración es 250 toneladas por hora y 32 toneladas por hora, respectivamente.

Determine:

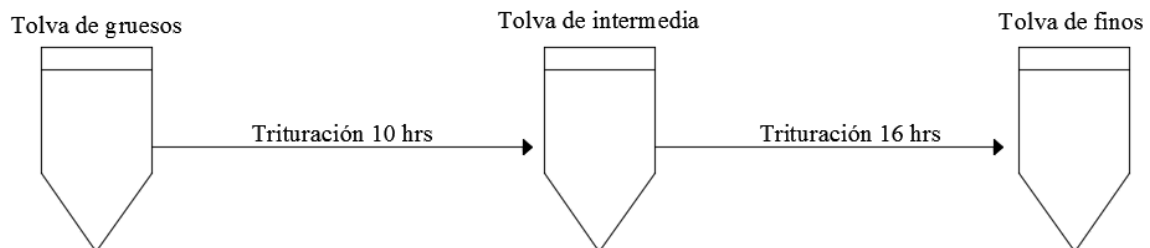
- La hora en cual se termina el mineral de la tolva de finos.
- La hora en que debe iniciarse la trituración para que la planta no deje de procesar durante el turno.

**Solución: 11:48 a.m. , 12.07 p.m.**

2. Hallar las dimensiones de una tolva de finos para almacenar 180 toneladas de mineral de hierro grueso, la tolva debe ser cilindra y cónica. Considere una densidad de 3.04 g/cc de gravedad específica y el material tiene un factor de abundancia de 1.2. Asuma que la tolva ocupa el 80 % de la tolva.

**Solución: Diámetro 5 m y altura total 5.8 m**

3. Una planta concentradora de 750 toneladas por horas tiene tres etapas como se muestra en la figura. Determine el tonelaje que se almacena en cada una de las tolvas, el mineral fresco ingresa con 4 % de humedad y se envía a planta de 8 a.m. a 4 p.m.



**Solución: Tolva de gruesos 18 t, intermedios 270 t y finos 240 t**

4. Una tolva cónica tiene un ángulo de inclinación de  $20^\circ$  y un factor de flujo de 1.4 donde se almacenará 500 toneladas cortas. Considere un mineral con una densidad aparente de 100 libras por pie cúbico y una sección de  $A = 1/13$  pies cuadrados (Factor de Flujo de Jenike). Determinar el patrón de flujo que se tendrá y el diámetro de la salida.

**Solución: 1.08 ft**

5. En una tolva cilíndrica cónica con una altura de 42.9 ft y un diámetro de 20 ft se estimó un factor de flujo de 2.45. El ángulo de fricción de  $45^\circ$  con la pared. El material que se almacenara tiene una densidad aparente de 100 libras por pie cúbico y una sección  $A = 1/13$ . Determinar el patrón del flujo esperado en el diseño, el diámetro de la salida y la pendiente de la tolva si  $\theta = 45^\circ - \varphi/2$ .

**Solución: 4.3 ft,  $22.5^\circ$**

6. Dos bandas transportadoras alimentar mineral a una stockpile a 31 metros de altura. El stockpile cónico se extiende por un área de 3,320 metros cuadrados. Determine la capacidad del stockpile si el mineral tiene una gravedad específica de 2.76 y un ángulo de reposo de  $15^\circ$ .

**Solución: 26,585.21 toneladas métricas**

7. Una banda transportadora tiene un ancho sin carga de 60 pulgadas y transporta caliza triturada gruesa. Se tiene un ángulo de canal de  $35^\circ$ , un ángulo de carga de  $25^\circ$ , un factor de llenado de 80 % y una eficiencia del 70 %. Encuentre el ancho nominal, la capacidad promedio, la capacidad máxima y el ancho de la banda para la capacidad máxima. Considere que el área transversal de la carga es de  $3.15 \text{ ft}^2$ .

**Solución: 55 pulgadas, 2857.68 tph, 5103 tph, 60.02 pulgadas**

8. Calcular el ancho de la banda estándar para transportar 4,000 tph de una mena de zinc a una velocidad de 1,000 ft/min. Considere que  $(FF)(E) = 0.48$ .

**Solución: 45.85 pulgadas**

9. En una banda transportadora tiene un ancho de 60 pulgadas donde se transporta carbón a través de una longitud de 1,000 ft a una velocidad de 800 ft/min. Se tiene un ángulo de canal de  $35^\circ$ , un factor de llenado de 80 % y una eficiencia 70 %. La capacidad de la banda es de 3,472 toneladas por hora con un área transversal de la carga de  $3.15 \text{ ft}^2$ . Se requiere calcular la potencia requerida si la banda transportadora tiene una fricción de 0.03 con las poleas, el tiempo de aceleración es de 25 segundos y se encuentra inclinada 10 %.

**Solución: 561 HP**

10. Utilizando los datos del ejercicio anterior y los valores obtenidos. Considere que se emplea transmisión en la banda de una sola polea con un ángulo de enrollado de  $420^\circ$ . Calcule la tensión máxima.

**Solución: 26,811 lb**

11. Calcule la potencia requerida para bombear 150 gpm una altura de 370 pies.

**Solución: 14.02 HP**

12. Si la velocidad del agua que fluye en una tubería es de 900 ft/min. Calcule la cabeza de velocidad para un diámetro de la tubería de 5 in.

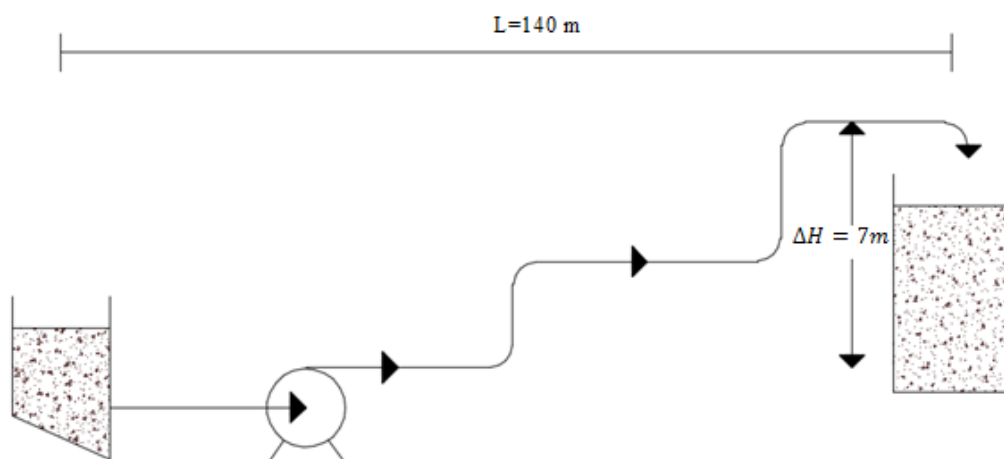
**Solución: 3.494 ft**

13. Calcule la capacidad de aspiración de la bomba. Suponga una temperatura de  $20^\circ \text{C}$  y una presión absoluta en la superficie del líquido de 101.325 kPa. Las pérdidas por fricción en la línea de succión son de 0.8 m y una cabeza estática de 4 ft. En un sistema arriba del nivel de succión.

**Solución: 26.98 ft**

14. Calcule la velocidad crítica, número de Reynolds, pérdidas por fricción y la altura a la cual la bomba mueve a la pulpa en un sistema de bombeo para pulpa. Los datos de la operación son los siguientes:

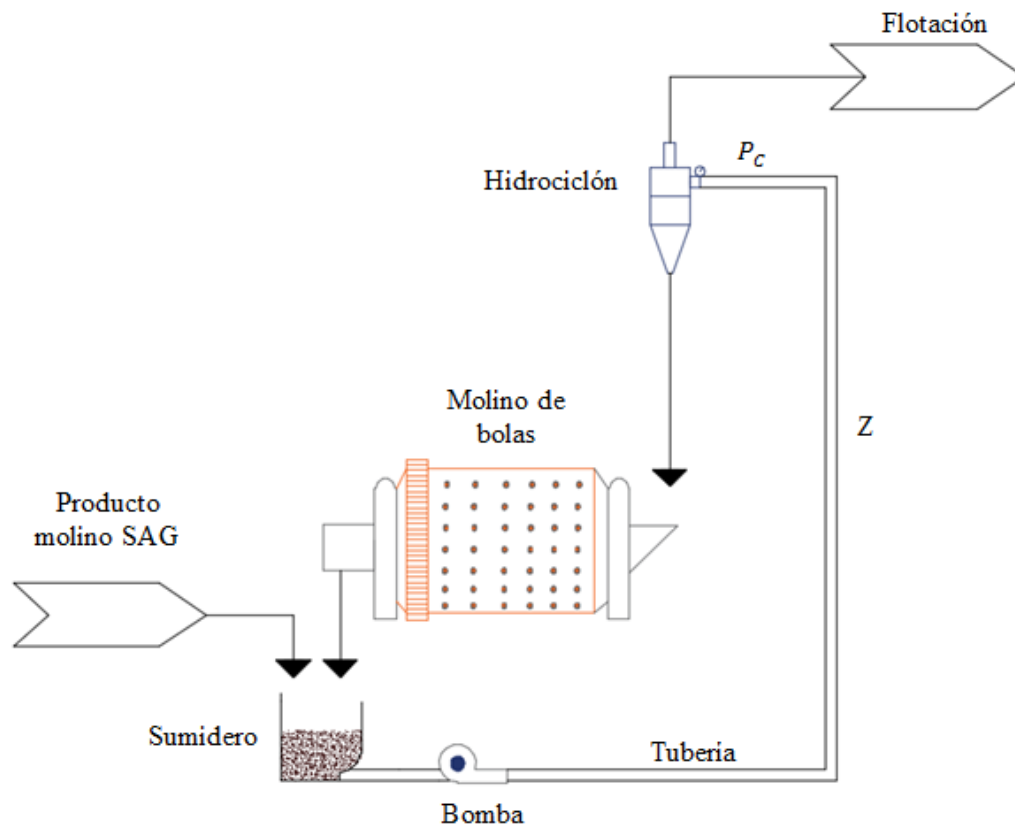
- Colas de cobre con partículas menores a 200 mallas
- Contenido de sólidos 60 % en peso
- Gravedad específica de los sólidos 2.7
- Gravedad específica de la pulpa 1.61
- Densidad de la pulpa  $1,600 \text{ kg/m}^3$
- Caudal  $3.60 \text{ m}^3/\text{min}$
- Diámetro interno de la tubería es de 0.22 m
- Material de la tubería es acero comercial
- Velocidad del flujo  $1.58 \text{ m/s}$
- Longitud del sistema (incluyendo accesorios) es de 140 m.
- La entrada del sistema se encuentra a 225 m
- La descarga del sistema está a 232 m
- La descarga se da un tanque abierto a la atmosfera



**Solución: 1.22 m/s, 9269.33, 2.75 mH<sub>2</sub>O**

15. La descarga de un molino de bolas se descarga a un sumidero. Desde el sumidero se bombea a un hidrociclón por encima del molino para la separación de las partículas aun tamaño dado. El derrame del hidrociclón pasara al circuito de flotación, mientras que la descarga regresara al molino.

La altura de la entrada del hidrociclón es por encima del nivel de la bomba a 16 metros, el diámetro interno de la tubería es de 0.150 m y la longitud total de la tubería (incluyendo accesorios) es de 30 m.



El sistema opera para concentrador que trata mineral de cobre que tiene una gravedad específica de 2.85. Se alimenta la pulpa al hidrociclón a una razón de 61.7 L/s, la concentración de sólidos " $C_V$ " es del 40% ( $C_W = 19\%$ ), y la gravedad específica de la pulpa es de 1.35. La distribución de partículas en la alimentación del hidrociclón es:

$$d_{20} = 60 \mu m$$

$$d_{50} = 250 \mu m$$

$$d_{80} = 750 \mu m$$

La alimentación de hidrociclón requiere una presión " $P_C$ " es de 65 kPa. La bomba seleccionada para la operación es una bomba Warman 6/4 AH con un impulsor de acero duro con un diámetro exterior " $D_i$ " es de 0.365 m.

Calcule la velocidad crítica y cabeza total del sistema, además de la potencia requerida por la bomba.

**Solución: 2.3 m/s, 22.9 m, 30.8 kW**

16. Una planta de beneficio procesa 600 toneladas al día de minerales de sulfuro de plomo con leyes de 3.4 % de plomo en cabezas y 58 % de Pb en el concentrado y 0.5 % de Pb en las colas finales. Después del proceso de concentración se envían 400 toneladas al día de colas a la presa de jales a un 30 % de sólidos y una gravedad específica de 2.7.

Se requiere que el ingeniero encargado de la operación estima el tamaño de la bomba para el transporte de las colas a la presa de jales.

Algunos de los datos de la operación son:

- Cabeza estática succión de 3 ft.
- Cabeza estática de descarga de 22 ft.
- El tubo de succión es de 2 ft
- La longitud de la tubería de descarga es de 400 ft.
- El material de la tubería es acero inoxidable recubierto de caucho
- El sistema de bombeo cuenta con 6 codos de 90° largos, 4 codos de 90° estándar, 2 codos de 45° estándar y 2 válvulas compuerta.

Las opciones de bombas para el bombeo de pulpas de Denver SRL ([Apéndice B-XXVII](#)) con los siguientes tamaños y gastos:

3" x 3": 70 a 300 gpm.

4" x 3": 70 a 350 gpm.

5" x 4": 125 a 600 gpm.

Los diámetros de tuberías disponibles para el sistema son de 3", 4" y 5", de acuerdo a los datos del proveedor la velocidad y fricción en estos diámetros son:

3" otorga una velocidad 9.1 ft/s y tiene una fricción de 17.8 ft/100 ft.

4" otorga una velocidad 5.1 ft/s y tiene una fricción de 4.4 ft/100 ft.

5" otorga una velocidad 3.3 ft/s y tiene una fricción de 1.5 ft/100 ft.

Determine el tonelaje de colas, toneladas de concentrado, peso de la pulpa, peso de agua, volumen de sólidos, volumen de la pulpa, densidad de la pulpa, cabeza total del sistema, seleccione la bomba más adecuada para la operación. Especifique el número de estaciones de bombeo requeridas para asegurar la correcta operación del proyecto.

**Solución: 380 tpd de colas, 20 tpd de concentrado, peso de la pulpa 1267 tpd, peso del agua 887 m<sup>3</sup>/día, volumen de sólidos 141 m<sup>3</sup>/día, volumen de pulpa 189 gpm y densidad de pulpa 1.232 kg/dm.**

Bombas	Cabeza calculada	Cabeza de catálogo	rpm del catálogo	Estaciones de bombeo	gpm mínimo	No. bombas	Bombas instalada
3" x 3"	334.9 ft	120	1800	$334.9/120 = 3$	70	$189/70 = 3$	$3 \times 3 = 9$
4" x 3"	134.91 ft	160	2000	$134.91/160 = 1$	70	$189/70 = 3$	$3 \times 1 = 3$
5" x 4"	92.47 ft	160	1200	$92.47/160 = 1$	125	$189/125 = 2$	$2 \times 1 = 2$

## REFERENCIAS

- Alles R. (2008). Conveyor Belt System Design Service Manual (pp. 6 -26). ContiTech Transport band system GmbH Status 1994.
- Araujo J. (1992). Curso Básico de Diseño de Instalaciones Mineras (pp. 401 – 406, 669 - 775). 2a ed. Universidad de Sonora. Departamento de Ingeniería Civil y Minas.
- Bise C. (2003). Mining Engineering Analysis. (pp. 121-131, 224 -232). 2a ed. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Brater E., King H., Lindell J. y Weo C. (1996). Handbook of Hydraulics. (pp .2.1, 2.2, 3.1 -3.4, 6.2-6.31). 7a ed. McGraw-Hill.
- Cabrejos F. (2001). Diseño y Operación de Stockpiles en Operaciones Mineras. Congreso Nacional de Metalurgia y Materiales CONAMET.
- Carnicer R. y Mainar C. (2004). Bombas centrífugas. (p.p. 29-38). 2a ed. International Thomson.
- Carson J. (1983). Design of Bins and Feeders for Reliable Minerals Flow. Engineering Fundamentals Series. USA: Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. AIME ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 7](#)).
- Carson J. y Holmes T. (2002). The Selection and Sizing of Bins, Hopper Outlets and Feeders. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.). Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp. 1478 -1489). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Cecala A., O'Brien A., Schall J. y Colinet J. (2012). Dust Control Handbook for Industry Minerals Mining and Processing. National Institute for Occupational Safety and Health (NIOSH). RI 9689 Report of Investigations/2012.
- CEMA (2002). Conveyor Equipment Manufacturers Association. Belt Conveyors for Bulk Materials (pp. 31 – 43, 29-65, 104-112, 198, 227). Scribe and Word Warriors.
- Çengel A. y Cimbala M. (2006). Mecánica de Fluidos. (pp. 323 -356). McGraw- Hill.
- Colijn H. (2003). Bulk Solids Handling. En Fuerstenau C. y Han K. (Eds.). Principles of Mineral Processing (pp. 391 - 412) Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Colijn H. y Carroll P. (1968). Design Criteria for Bin Feeders. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. AIME. ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 9](#))
- Danyliw B. (2015). Adjunct Chemical Dust Control Strategies for High Tonnage Mining Operations. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Denver Equipment Company. (1954). Denver Equipment Company.
- Dietiker F. (1978). Stockpiling and Reclaiming Applications. En Mular A. L. & Bhappu R.B. (Eds.). Mineral Processing Plant Design (pp. 625 - 635). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME) ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 17](#)).
- Duncan L. y Levitt B. (1990). Belt Conveyors. En Kennedy B. (Ed.). Surface Mining (p. 692). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. SME.
- Durand R. (1952). Hydraulic Transportation of Coal and Solid Material in Pipes. Colloquium of the National Coal Board.
- Elbrond J. (1982). Calculation of Sizes of Surge Bins in Underground Mines and in Beneficiation Plants. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- FLSmidth Minerals. Reference Tables for Mineral Processing.
- Geometrica (Intelligent solutions for bulk storage). Brochure Geometrica Inc.
- Hawley M. y Cuning J. (2017). Guidelines for Mine Waste Dump and Stockpile Design (pp. 13 - 15, 31 -33, 55-56) CSIRO Publishing and CRC PRESS.

- Hays R. y Scott D. (1985). Storage and Transport. En Weiss N. (Ed.). Mineral Processing Handbook (pp. 10-2 – 10-3). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME.
- Holden J., Nelson M., Wempen J. y Du Plessis M. (2019). Solids Storage. Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 657 - 678). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Holloway M., Nwaoha C. y Onyewuenyi O. (2012). Process Plant Equipment Operation, Control and Reliability. (pp. 27 -37). John Wiley & Sons, Inc.
- Jeglic M. (1986). Dust Control Chemicals in the Mining Industry. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Jenike A. (1966). Storage and Flow of Solids. Mining Engineers. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. AIME. ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 6](#))
- Jenike A. (1968). Handling Bulk Materials from Bins. Mining Engineers. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc., AIME ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 5](#))
- Karassik Igor J., Messina Joseph P., Copper P. y Heald C. Charles (2001). Pump Handbook (pp. 1.3 – 1.5, 2.9 -2.12) 3a ed. McGraw-Hill.
- Kelly E. y Spottiswood D. (1990). Introducción al procesamiento de minerales. (pp. 413-416). Limusa.
- Kennedy B.A. (1990). Surface Mining (pp. 692 - 705) 2ª ed. Society for Mining Metallurgy and Exploration, Inc. (SME)
- Loretto J. y Laker E. (1978). Process piping and slurry transportation. “Mineral Processing Plant Design” (pp. 679-681,684-687). Editado por Mular A. L. & Bhappu R.B. (Eds.) Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME) ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 18](#)).
- Lovrien J. K. y Tobey Yu A. (1985). Belt Conveyors. En Weiss N. L. (Ed). Mineral Processing Handbook. Handbook (pp. 10-42 – 10- 64). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.
- Matthews C., Prince L. y Van Slyke W. (1985). Storage. En Weiss N. (Ed.). Mineral Processing Handbook (pp. 10-4 – 10-31). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. AIME.
- Merkus H. y Meesters G. (Eds.). Production Handling and Characterization of Particles Materials (pp. 425 - 473). Springer International.
- Millard L. (1959). Stockpiling. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Miller M. (1979). Stockpiling and Reclaiming Systems in Mill Desing. Transactions Vol. 270. USA: Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc., AIME. ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 3](#))
- Miller R. y Miller R. M. (2004). Pumps and Hydraulics (pp. 65-84,164,243-254). Wiley Publishing, Inc.
- Nelson G. M. y Richins J. A. (2019). Belt Conveyor. En Dunne Robert C, Kawatra Komar S. & Young Courtney A (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 681 -692) Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).

- Nelson M. y Richins A. (2019). Pumps. En Dunne R., Kawatra K. & Young A. (Eds.) Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 709 -760). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Nordberg (1993). Reference Manual. 4a ed. Nordberg Group Company.
- Packard C. (1964). Stockpile Designs for Unit Train Loading. Mining Engineering. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME. ([Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 - Material 2](#))
- Peele R. (1927). Mining Engineers Handbook (pp. 12-26 – 12-28). 2a ed. John Wiley and Sons.
- Serway R. y Jewett J. (2008). Física para ciencias e ingeniería Vol. 1. (pp. 566, 613). CENGAGE Learning.
- Streeter V., Wylie E. y Bedford K. (2000). Mecánica de Fluidos (pp. 550-559). 9a ed. McGraw-Hill.
- Telsmith (2011). Mineral Processing Handbook. 31a ed. USA: Telsmith Inc.
- White F. (2003). Mecánica de Fluidos. (p. 358) 5a ed. McGraw- Hill.
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (p. 35 - 37). 8a ed. Elsevier B.V.
- Wilson K. (1979). Deposition limit nomogram for particles of various densities in pipeline flow. Present at 6 th Annual Conference on the Hydraulic Transport of Solids in Pipes.
- Yardley E. D. y Stace L.R. Stace (2008). Belt conveying of minerals (pp. 17 – 62). CRC Press.
- Zarate E. (1996). Diseño de Instalaciones Mineras Tomo. I Locales Industriales Cimentaciones Tolvas (pp.229 - 248). Asociación de Ingenieros de Minas, Metalurgistas y Geólogos de México A.C.
- Zubicaray M. (2000). Bombas, teoría, diseño y aplicaciones. (pp. 11-14,32). Limusa.

Como material de apoyo referentes al transporte y almacenamiento de minerales se pueden consultar el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y Almacenamiento](#).

- [Material 13. Selection and sizing of feeders, bins and stockpiles.](#)
- [Material 14. The Selection and sizing of conveyors and stackers.](#)
- [Material 15. Selection and Sizing of slurry lines pump boxes and launders.](#)
- [Material 16. Selection and Sizing of slurry pumps for grinding circuits](#)
- [Material 17. Belt Conveyor Selection and Stockpiling and Reclaiming Applications.](#)
- [Material 18. Process Piping and Slurry Transportation.](#)

Para el diseño de sistemas de transporte con bandas transportadoras y bombeo en el [Material Digital: Carpeta 2. – Subcarpeta 2.13 Transporte y Almacenamiento](#) se encuentran los Handbook de Metso : Outotec:

- [Material 19. Conveyor Solutions Handbook](#)
- [Material 20. Slurry Pump Handbook.](#)



## 4. OPERACIONES DE BENEFICIO

---

En capítulos anteriores se abordaron las operaciones para la liberación de la mena, estrictamente hablando la trituración y molienda son un tratamiento preliminar a las operaciones de beneficio donde se aprovecha una o más propiedades físicas de la mena que difieran de la ganga para obtener un concentrado de la mena.

Es común hacer referencia a las operaciones de beneficio como procesos de concentración; la palabra concentración denota una separación selectiva de la mena y ganga para obtener tres productos, normalmente se habla del concentrado y colas de la operación de beneficio. El tercer producto no se integra como parte del concentrado o las colas del proceso porque los dos componentes permanecen unidos como una partícula formando un producto intermedio, el cual se envía a un tratamiento adicional para liberar al elemento de valioso “re-molienda”. En todos los procesos de concentración, la decisión sobre un tratamiento adicional de los productos intermedios incluye consideraciones técnicas y económicas.

Las propiedades físicas que se utilizan en la concentración son la susceptibilidad magnética, conductividad y gravedad específica. La concentración por flotación es un proceso fisicoquímico que aprovecha las características hidrofóbicas de la superficie de las partículas de mineral para lograr su separación mediante la adhesión de partículas a burbujas de aire. Las principales operaciones de beneficio son:

- Concentración gravimétrica
- Separación magnética
- Separación electrostática
- Concentración por flotación.

No existe una guía para definir la operación de beneficio que se utiliza para concentrar la mena. La selección depende solo de las especies mineralógicas presentes y sus características que se puedan utilizar para la separación, cuanto más complejo sea el mineral el proceso de concentración puede ser tan complejo para recuperar la mena donde se utilizaran diversos equipos y reactivos que permitan obtener un concentrado de calidad comercial. En los siguientes capítulos se tratarán a las diferentes operaciones de beneficio donde se abordarán sus fundamentos, alcance y avances tecnológicos que permiten el procesamiento de minerales complejos.

### 4.1 CONCENTRACIÓN GRAVIMÉTRICA

La concentración gravimétrica es un método para la separación de minerales que se fundamenta en la diferencia de la gravedad específica de la mena y ganga para obtener un concentrado. Este método fue practicado durante muchos años, si bien no es un pilar para la concentración de minerales como la flotación; el desarrollo de nuevas tecnologías permite una mayor eficiencia permitiendo que las partículas con una diferencia en sus gravedades específicas se separasen en un fluido por la fuerza de gravedad o fuerzas centrífugas obteniendo recuperaciones rentables para un proyecto.

El proceso de concentración está diseñado para separar las partículas de acuerdo a su gravedad específica pero hasta cierto límite puede separar partículas en función del tamaño y forma. Los gruesos se ven más afectados que las partículas finas, por lo tanto, la eficiencia de la concentración depende del tamaño de partícula y es un criterio primario para la selección de concentradores gravimétricos.

Los concentradores gravimétricos tienen grandes aplicaciones en la industria minera para la concentración de partículas de ilmenita, casiterita, monazita, zircón, rutilo, oro libre, barita, cromita, carbón, fluorita y wolframita. También se utiliza para separar sulfuros metálicos de la ganga cuando los sulfuros se encuentran como gruesos. Su principal aplicación durante años se encontró en los depósitos de placer; actualmente son utilizados en los circuitos de molienda para recuperar oro libre al principio del proceso de concentración. Cuando el material tiene una distribución de tamaños amplia, los concentradores gravimétricos no producen un concentrado limpio y se considera como un proceso de pre-concentración (Subasinghe, 2011).

Aplan (1985) indica que la concentración gravimétrica no es viable para el tratamiento de minerales de baja ley, aquellos que requieren recuperaciones altas o tienen un porcentaje alto de finos (menores a  $75 \mu m$ ). Se puede obtener una estimación de la aplicación de una concentración gravimétrica entre un par de minerales utilizando el criterio de concentración de Taggart (1945) definido como:

$$C = \frac{\rho_h - \rho_f}{\rho_l - \rho_f} \quad (4.1.1)$$

Donde:

$\rho_h$ : Gravedad específica del mineral pesado (ver, [Apéndice C-I Gravedad Específica de Diferentes Minerales](#) de acuerdo con Klein y Dutrow (2007)).

$\rho_f$ : Gravedad específica del fluido (medio de concentración).

$\rho_l$ : Gravedad específica del mineral ligero o roca encajonante.

Si el valor de "C" es mayor que 2.5 la separación puede lograrse con facilidad; la separación no es factible para valores menores a 1.25.

Cuando tiene un valor de 2.5 o mayor, la separación es posible con partículas de  $75 \mu m$ . Para una relación de 2.5 - 1.75 es posible la separación de partículas con un tamaño de  $150 \mu m$ . Con valores de 1.75- 1.50 es posible la separación de partículas de 2 mm y para valores de 1.50 - 1.25 solo se podrá realizar la separación de partículas un tamaño por encima de 6 mm se requiere de un medio denso (Burroughs, 1991).

Aplan (2003) menciona que se tiene una correcta concentración cuando las partículas están en el rango de 25 mm a  $75 \mu m$ . Por debajo de  $75 \mu m$  la separación de partículas resulta difícil, solo mediante flotación o una separación magnética de alta intensidad se puede concentrar la mena.

Subasinghe (2011) indica que la concentración gravimétrica se puede llevar a cabo por una separación relativa o absoluta. En la separación gravimétrica relativa, todas las partículas se depositan en la misma dirección dentro del equipo concentrador y se necesita una alta diferencia entre la gravedad específica de la mena y ganga. Debido a que la velocidad de sedimentación de las partículas depende no solo de su gravedad específica, sino que también del tamaño, se necesita una trituración previa a la concentración otorgando una alimentación adecuada para el concentrador. Existen diversos concentradores para realizar una separación relativa como los jigs, concentradores en espiral, mesas Wilfley, mesas de aire, conos Reichert, mesas Gemeni, canales de concentración etc.

Para lograr una mayor eficiencia de la separación de material fino se han utilizado equipos de concentración centrífuga como el concentrador Knelson, concentrador Falcon y el jig Centrífugo Kelsey. Estos dispositivos utilizan la aceleración centrífuga para mejorar el movimiento de las partículas finas, su aplicación se ha extendido en plantas concentradoras para recuperar oro fino.

En la separación gravimétrica absoluta, se utiliza un medio de separación como puede ser un fluido o una pulpa con gravedad específica intermedia respecto a los minerales a separar. Con el medio de separación se busca que las partículas con una gravedad específica alta y baja se muevan en direcciones opuestas. Para la aplicación de este método se requiere una pequeña diferencia en la gravedad específica de los minerales para lograr una separación eficiente. Estos métodos son conocidos como la concentración gravimétrica en un medio denso (DMS) o separación de medios pesados (HMS).

#### 4.1.1 FUNDAMENTOS DE LA CONCENTRACIÓN GRAVIMÉTRICA

Anteriormente se mencionó que la separación de los minerales en un medio depende de la velocidad de sedimentación. En los concentradores gravimétricos se contempla el fenómeno de asentamiento obstaculizado.

El concepto de asentamiento obstaculizado indica que una partícula esférica con un diámetro " $d$ ", con una densidad " $\rho_p$ " y un volumen " $V$ ", se sedimenta en un líquido con una densidad " $\rho$ " y una viscosidad " $\mu$ ". El peso de la partícula se encuentra en equilibrio por la suma de la fuerza de arrastre y la fuerza de flotabilidad (Honaker y Forrest, 2003).

El principio de flotación y hundimiento, donde dos partículas de diferentes gravedades específicas se separan utilizando un medio denso. Este principio indica que en un fluido con una gravedad específica intermedia se introducen dos partículas con una gravedad específica diferente la partícula más ligera flotará y la partícula más pesada se hundirá. Este principio se basa en la fuerza de flotación, la cual está dada por:

$$F_B = \rho(g)(V) ; (kg/m^3)(m/s^2)(m^3) \quad [N] \quad (4.1.2)$$

El peso de la partícula está dado por:

$$w = \rho_p(g)(V) \quad [N] \quad (4.1.3)$$

La fuerza de arrastre está dada por el peso de la partícula en el líquido, es decir:

$$F_d = (\rho_p - \rho)gV \quad [N] \quad (4.1.4)$$

Las fuerzas de flotación que actúan sobre las partículas en un medio denso hacen que floten y que las partículas densas se hundan en el fondo debido a la fuerza de gravedad. En un fluido estático el equilibrio de fuerzas se escribe como:

$$F_g = (m_p - m_f)g \quad (4.1.5)$$

Donde:

$F_g$ : Fuerza gravitacional, N

$m_p$ : Masa de la partícula sólida, kg

$m_f$ : Masa del fluido desplazado por la partícula, kg

$g$ : Aceleración de gravitacional  $9.81 \text{ m/s}^2$

$\rho_p$  y  $\rho$ : Densidad de la partícula y densidad del fluido portador,  $kg/m^3$

Para las partículas que flotan,  $F_g$  tiene un valor negativo y para las partículas que se hunden el valor de  $F_g$  es positivo. En un separador centrífugo la ecuación se convierte en:

$$F_c = (m_p - m_f) \frac{v^2}{R} \quad (4.1.6)$$

Donde:

$F_g$ : Fuerza centrífuga, N

$v^2$ : Velocidad tangencial  $m/s$

$R$ : Radio del separador centrífugo, m.

Para una partícula que se sedimenta a una velocidad de asentamiento " $U_t$ ", con un número de Reynolds menor a 0.1, la fuerza de arrastre está dada por la ley de Stokes:

$$U_t = \frac{(\rho_p - \rho)gd^2}{18\mu} \quad (4.1.7)$$

Gupta y Yan (2016) mencionan que, para números de Reynolds más altos, la velocidad de asentamiento está dada por la ecuación de Newton se aplica para números de Reynolds mayores a 1,000.

$$V_t = \sqrt{\frac{4g(\rho_p - \rho)d}{3C_D(\rho)}} \quad (4.1.8)$$

Donde:

$V_t$ : Velocidad de asentamiento terminal,  $m/s$ .

$\rho_p$ : Gravedad específica de los sólidos,  $kg/m^3$

$\rho$ : Gravedad específica del fluido portador,  $kg/m^3$

$g$ : Aceleración gravitacional,  $m/s^2$

$d$ : Diámetro de partícula, m

$C_D$ : Coeficiente de arrastre, partículas esféricas 0.1 y partículas de cuarzo 0.44.

$\mu$ : Viscosidad del fluido portador, agua 0.001 Pa.s.

La ley de Stokes demuestra que a medida que una partícula es más fina, su tiempo de sedimentación aumenta al cuadrado del diámetro de la partícula. La aplicación de una fuerza centrífuga disminuye el tiempo de sedimentación de partículas finas. Cuando se emplean concentradores centrífugos mejoran la recuperación de finos.

Knelson (1989) menciona que empleando una fuerza centrífuga se elimina la dependencia de la velocidad de asentamiento respecto al tamaño de partícula, lo cual conlleva un mayor rendimiento en la separación. Por lo tanto, se generan grandes fuerzas de aceleración para superar las condiciones hidrodinámicas.

Harrys (1984) indica que la fuerza generada en un concentrador centrífugo está dada por:

$$F_c = 4(m)(2\pi(r)(n)/60)^2(r) [N] \quad (4.1.9)$$

Donde:

$F_c$ : Fuerza centrífuga "G".

$m$ : Masa de las partículas, kg

$n$ : Velocidad de rotación del tazón, rpm y  $r$ : Radio del tazón concentrador, m.

Cuando se trata de la separación en un medio denso, el movimiento de las partículas está descrito por la Ley de Newton para partículas hasta de 0.6 mm. Tomando como base la Ley de Newton si se comparan las velocidades de sedimentación para partículas bajo un mismo fluido, se obtiene una expresión para una relación limitante de los diámetros de las partículas separables en un proceso:

$$\sqrt{\frac{4g(\rho_l - \rho)d_l}{3C_D(\rho)}} = \sqrt{\frac{4g(\rho_h - \rho)d_h}{3C_D(\rho)}} \quad (4.1.10)$$

Se obtiene la relación (Criterio de concentración de Taggart):

$$\frac{d_l}{d_h} = \frac{\rho_h - \rho}{\rho_l - \rho} \quad (4.1.11)$$

Por lo tanto:

$$\frac{d_l}{d_h} = z = \text{relación de sedimentación} \quad (4.1.12)$$

Donde:

$d_l$ : Diámetro de las partículas ligeras, m

$d_h$ : Diámetro de las partículas pesadas, m

$\rho_h$ : Gravedad específica de las partículas pesadas,  $kg/m^3$

$\rho_l$ : Gravedad específica de las partículas ligeras,  $kg/m^3$

$\rho$ : Gravedad específica del fluido portador,  $kg/m^3$

Esta relación permite relacionar el tamaño de las partículas para lograr una separación eficiente. Por ejemplo, un proceso se lleva a cabo en agua para la separación de carbón y lutita con una gravedad específica de 1.4 y 2.6 respectivamente, se obtiene una relación de sedimentación de 4. Esto indica que solo por la gravedad específica las partículas de carbón pueden llevar cabo la separación, siempre y cuando las partículas ligeras no sean mayores a cuatro veces el diámetro de las partículas densas.

Cuando la gravedad específica del fluido portador se mantiene cercana a la densidad de la partícula ligera, la relación de sedimentación se vuelve infinita. Por lo tanto, en la separación en un medio denso se requiere de fluidos capaces de eliminar los efectos que tiene el tamaño de partícula y forma, solo así la separación depende de la gravedad específica de las partículas y el medio.

#### 4.1.2 CONCENTRADORES GRAVIMÉTRICOS

Wills y Finch (2016) mencionan que una operación eficiente de los concentradores gravimétricos requiere que la alimentación preparada de un circuito de trituración y molienda que garantice la liberación de las menas. En ocasiones la molienda cumple con este requisito pero es importante evitar la presencia de lamas que aumentan la densidad de la pulpa ocasionando la pérdida de valores de interés. Generalmente antes de la alimentación a los concentradores se realiza un deslamado empleando hidrociclones.

Los concentradores gravimétricos se pueden clasificar de acuerdo con la forma en que las partículas se mueven entre las partículas densas y se separen de las partículas ligeras bajo la acción de la fuerza gravitacional. El movimiento relativo de las partículas se logra mediante tres métodos que permiten clasificar los diversos concentradores gravimétricos:

1. Movimiento pulsante.
2. Movimiento de sacudida.
3. Movimiento en una película de un fluido portador.

**Pulsaciones:** Durante este movimiento los minerales se depositan al ser sometidos a una fluidización intermitente causada por las pulsaciones del fluido en un plano vertical. Dentro de esta clasificación se encuentran los concentradores jigs.

**Película de un fluido portador:** Durante esta acción los componentes se separan por el movimiento relativo de las partículas a través de una corriente del fluido portador que fluye por la acción de la gravedad. La concentración por una película fluida es un proceso que utilizan los canales de concentración, mesas concentradoras, espirales, como Reichert y los equipos que utilizan una fuerza centrífuga.

**Sacudida:** En este movimiento las partículas se depositan superponiéndose en la película por una fuerza de corte horizontal oscilante como en las mesas concentradoras o separadores Bartles- Mozley.

En general estos equipos dependen de un medio fluido, como agua para transportar el material a través del dispositivo. El proceso requiere un tamaño uniforme y se alimenta en forma de pulpa. Cada concentrador tiene un rango de tamaño de partícula óptimo para la alimentación que permite una separación efectiva. La magnitud de aceleración de los concentradores se encuentra en términos de múltiplos de la aceleración gravitacional.

##### 4.1.2.1 CONCENTRADORES PULSANTES

Dentro de esta clasificación se encuentran los concentradores jigs; estos equipos son utilizados para separar material grueso aproximadamente de 2 a 10 mm, en ocasiones es posible una separación eficiente de partículas con un tamaño hasta de 75  $\mu\text{m}$ . Estos equipos pueden manejar grandes tonelajes y garantizar una operación continua.

El principio de operación se basa en la separación de partículas de diferentes gravedades específicas, tamaños y formas introduciéndolas en una cámara con una superficie perforada (criba) en el fondo sumergida en agua y en la parte superior se alimenta el material heterogéneo a separar. La clasificación se logra mediante la pulsación del lecho de partículas (Wills y Finch, 2016).

Mediante pulsaciones el lecho de partículas se expande y contrae. El movimiento de arriba y abajo, permite que el lecho se clasifique en capas, en el fondo se encuentra el material más pesado en la parte superior el mineral ligero y en la parte intermedia se encuentra una mezcla de materiales con una gravedad específica media. El mineral ligero se desecha a través de una compuerta ubicada en la parte superior.

La separación mediante pulsaciones depende de las velocidades iniciales de sedimentación de las partículas, por lo tanto, la fuerza de arrastre es prácticamente cero y las fuerzas que actúan sobre las partículas es solamente la fuerza gravitacional y flotante. La aceleración inicial de las partículas durante la sedimentación depende de la fuerza de la gravedad, la densidad de la partícula y del fluido, no depende del tamaño y forma de la partícula. Esta condición indica que el mineral denso y el ligero pueden separarse en un tiempo corto sin alcanzar su velocidad de sedimentación terminal (Subba, 2011).

Durante el movimiento de pulsación el lecho partículas y agua son levantadas a través de la superficie perforada. En esta acción las partículas ligeras son las primeras en ser levantadas por las pulsaciones, mientras que las partículas pesadas no se levantan fácilmente permitiendo su segregación hacia la parte inferior del lecho. Cuando el agua cae a través de la superficie perforada se genera un movimiento de succión, el cual arrastra las partículas hacia la parte inferior en función de su densidad otorgándole una mayor aceleración a las partículas pesadas permitiendo una reorganización las partículas de acuerdo a su gravedad específica.

Cuando el movimiento de las partículas gruesas se ve interrumpido, los finos densos se mueven en los espacios entre las partículas gruesas. El movimiento de succión fomenta el movimiento de estas partículas al fondo de la cámara donde atraviesan los orificios de la superficie.

En un jig el concentrado se retira mediante un mecanismo de compuerta, mientras que las colas se retiran de la parte superior de la cámara. Un tercer producto se compone de las partículas finas y densas que atraviesan la superficie y es retirado periódicamente del fondo del tanque (Figura 4.1-1).

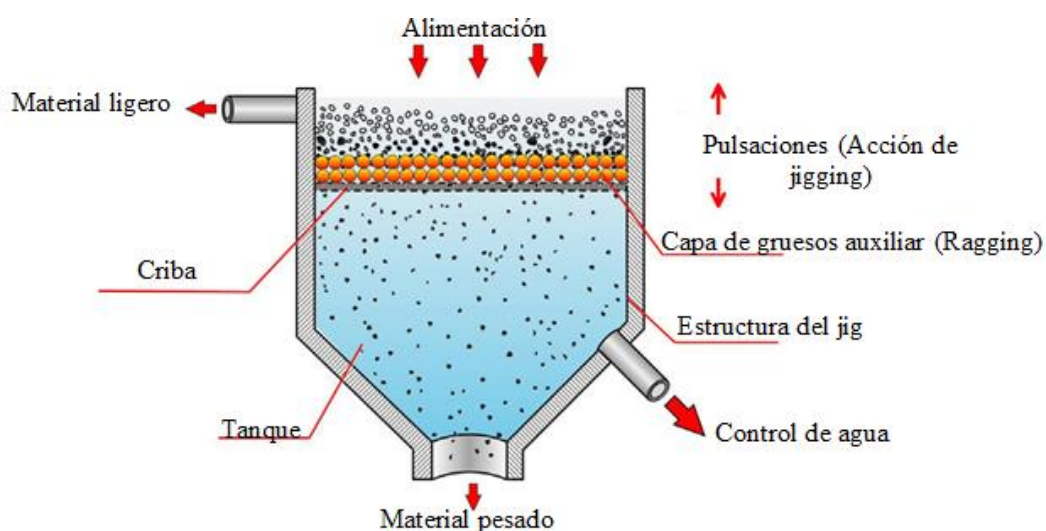


Figura 4. 1-1 Componentes de un jig. Adaptado de Wills y Finch (2016).

De acuerdo con Dunne et al. (2019) en cualquier aplicación del jig; la distribución del tamaño y la densidad de las partículas da como resultado una situación única que debe de ajustarse a los parámetros operativos del jig. Para concentrar partículas densas finas la fase de succión debe aumentarse, mientras que para partículas densas gruesas la frecuencia de las pulsaciones debe ser lo más importante. Estas consideraciones dieron lugar a diversas opiniones sobre la optimización de la velocidad, amplitud y modulación de la pulsación además del diseño del jig en general.

Burroughs (1991) y Dunne et al. (2019) mencionan algunos de los principales factores de ajuste en la operación de un jig son:

- Frecuencia de la pulsación. Las pulsaciones generalmente son de 50 a 300 ciclos por minuto para carbón se requieren 60 ciclos por minuto. Otros minerales más pesados requieren una acción más violenta alrededor de 280 a 300 ciclos por minuto.
- Flujo de agua. El flujo del agua está regulado por la carrera del émbolo. Demasiada agua en el tanque de la cámara da como resultado valores de partículas finas en las colas. Poca agua reduce la pureza del concentrado con partículas ganga en la parte inferior del lecho.
- Velocidad del agua y carrera del impulso. Para partículas gruesas se asientan más rápido que los finos y las partículas pesadas se asientan primero que las partículas ligeras. En cada caso se requiere una mayor velocidad de la corriente y una cantidad de agua mayor para levantar los gruesos o materiales pesados, esto requiere de una mayor carrera en el impulso.
- Área del émbolo. Cuando se trata de un jig tradicional un émbolo pequeño requiere de una carrera más amplia para generar un movimiento homogéneo del lecho. Una mayor área acorta la carrera del émbolo.
- Profundidad de la cámara. Cuando se tienen una cámara profunda se requiere de una carrera larga para mover el lecho y que las partículas se muevan correctamente.
- Área de la criba. El área determina la capacidad del jig una cámara circular otorga una mayor capacidad que una criba rectangular.
- Tamaño de las aberturas. Las aberturas de la criba deben ser del tamaño adecuado para obtener un concentrado fácil de recuperar.
- Capa de gruesos auxiliar. Se emplea en ocasiones cuando las partículas densas son más pequeñas que la abertura de la criba y se quiere evitar que las partículas caigan al tanque. Con el objetivo de tener un concentrado en la parte inferior de la cámara se utiliza una capa de partículas gruesas, el material más utilizados son feldespatos para el carbón y hematita para minerales más densos como casiterita y scheelita.
- Relación entre la carrera y pulsaciones. Cuanto mayor es el número de pulsaciones es mayor la capacidad del jig. Una expresión propuesta por Burroughs (1991) para calcular la longitud de la carrera de un jig a una velocidad dada es:

$$v = 26.32 \sqrt{d - (\rho_p - 1)} \quad (4.1.13)$$

Donde:

$v$ : Distancia recorrida por el émbolo por segundo en un ciclo, mm/s

$d$ : Diámetro de la partícula de alimentación, mm

$\rho_p$ : Gravedad específica del mineral, g/cc

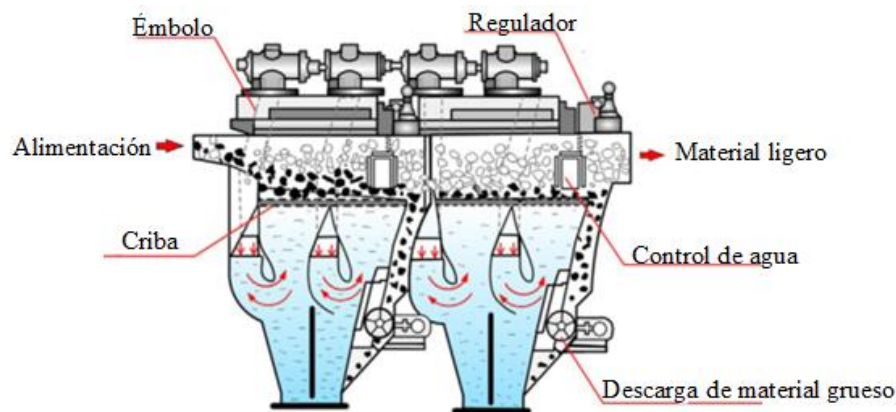


Los principios de funcionamiento de todos los jigs son los mismos. Las diferencias básicas entre los diversos tipos de jigs son el diseño para optimizar el rendimiento de la operación, manejo del material, facilitar el mantenimiento y permitir un mayor control de la operación.

Un jig puede ser hidráulico o neumático, esencialmente un jig consiste en un recipiente abierto rectangular o circular con una criba en la parte inferior para soportar el lecho de partículas. Las pulsaciones y succiones de agua a través de la criba se realizan mediante un pistón o aire comprimido. Los jig se pueden clasificar en dos tipos: (1) jig de criba fija el agua realiza el impulso mientras la criba es estacionaria y (2) jigs de criba móvil, la criba se mueve de arriba a abajo en un fluido estacionario.

**Jig Harz.** Uno de los primeros jigs fabricados estos equipos operan de 100 – 300 pulsaciones por minutos y tiene una longitud de carrera de 0.4 a 10 cm. Cuentan con un pistón que crea las pulsaciones necesarias en la cámara (Subba, 2011).

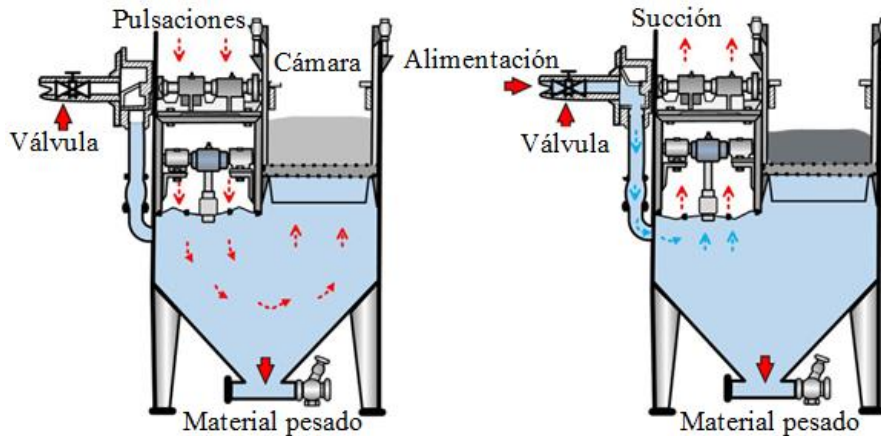
En estos equipos se colocan hasta seis compartimientos en serie con un desnivel para tener una etapa sucesiva de separación de productos de diferente calidad. La alimentación se introduce en la primera cámara y las colas se derraman en la última cámara (Figura 4.1-2).



**Figura 4. 1-2** Componentes de un Harz Jig. Adaptado de Wills y Finch (2016).

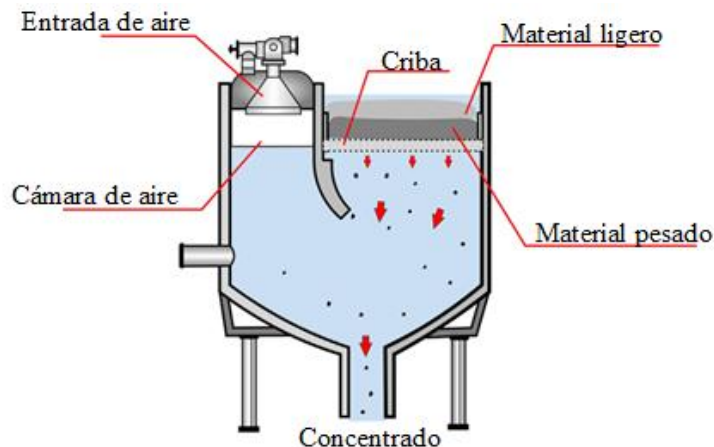
De acuerdo a su funcionamiento el porcentaje de partículas finas de la primera cámara se mueve hacia el segundo compartimiento para tener una nueva separación. De esta manera las colas se desbordan en la última cámara y el material pesado se concentra en el fondo de cada tanque. El concentrado de cada cámara es retirado de manera continua por una compuerta de descarga en cada cámara. Estos equipos son utilizados para el procesamiento de minerales metálicos con un rango de tamaños de 1 ½ pulgadas a ¼ de pulgada (Wills y Finch, 2016). En el Apéndice C-II se muestran las especificaciones del Jig tipo Harz.

**Denver Mineral Jig.** Utiliza un pistón para generar las pulsaciones. Este jig admite agua durante la carrera ascendente esto disminuye la succión, pero brinda una mayor pulsación. Esto se logra con una válvula de agua que se ajusta para abrirse en cualquier parte del ciclo, permitiendo sincronizar la válvula y el émbolo mediante una correa (Figura 4.1-3). En el Apéndice C-II se muestran las especificaciones del Jig Denver Mineral.



**Figura 4. 1-3** Ciclo de un Denver Mineral Jig. Adaptado de Wills y Finch (2016).

**Baum Jig.** Consiste en un contenedor de acero en forma de U dividido en dos secciones transversales y dividido longitudinalmente en dos o más cámaras. Este equipo reemplaza el émbolo por válvulas de aire comprimido. En un lado del jig hay una criba y en el otro lado hay una cámara de pulsación equipada con una cámara de aire conectada a un suministro de que produce las pulsaciones a una velocidad de 30 a 60 pulsaciones por minuto (Figura 4.1-4). Las partículas ligeras se desbordan y las partículas pesadas son recuperadas a través de una compuerta de descarga y caen a un compartimento de descarga.

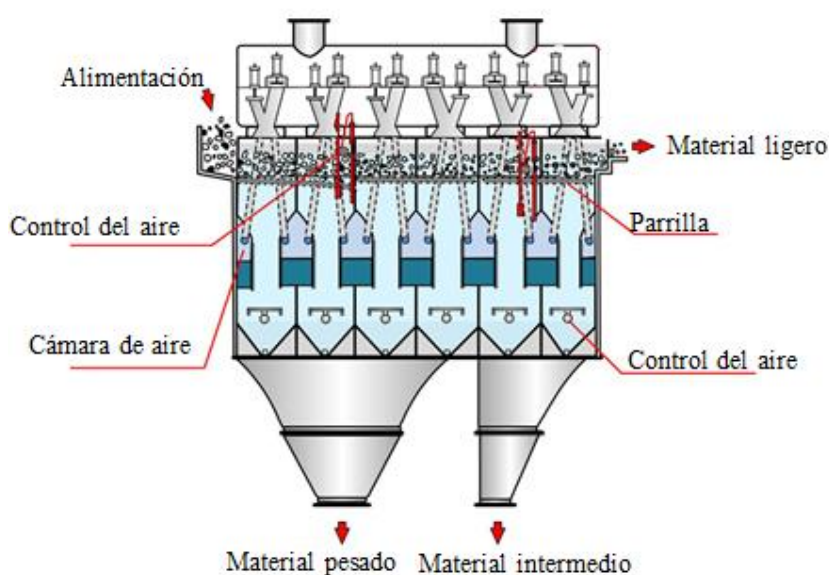


**Figura 4. 1-4** Componentes de un Baum Jig. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Este equipo se utiliza en el beneficio de carbón con un tamaño por debajo de 20 cm. Manejando capacidades de 23 a 65 toneladas por hora con un consumo de agua de 3.8 a 9.5 metros cúbicos por minuto.

**Jig Batac.** En la búsqueda de aumentar el rendimiento mediante una pulsación uniforme del lecho se desarrolló el Jig Batac. Este equipo opera de manera neumática pero no tiene una cámara de aire lateral como el Jig Baum.

Este diseño cuenta con una serie de cámaras de aire múltiples ubicado debajo de la plataforma de la superficie pulsante (Figura 4.1-5). El aire se suministra de manera intermitente a las cámaras y luego se descarga, este mecanismo es controlado de manera remota. De esta manera las válvulas de entrada y salida del aire son totalmente variables respecto a la velocidad y la longitud de la carrera, permitiendo la pulsación y succión para finos y gruesos.

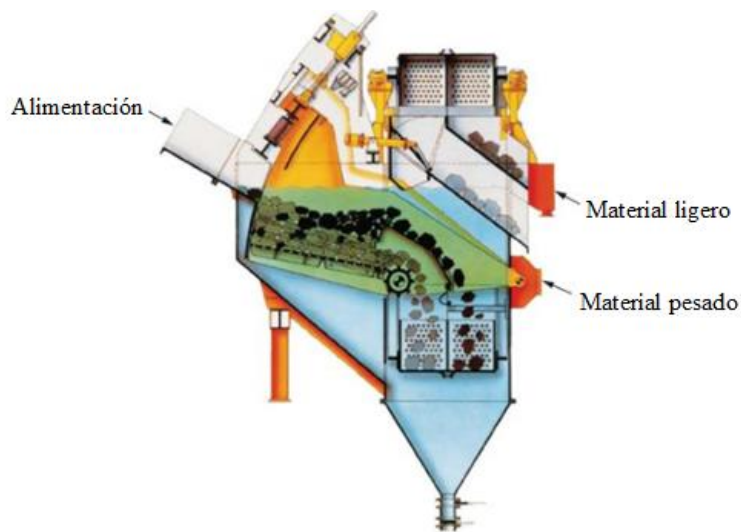


**Figura 4. 1-5** Componentes de un Jig Batac. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Estas unidades son utilizadas para tratar carbón en un rango de tamaños de 60 a 6 mm. Son construidas hasta con tres cámaras. Las capacidades para carbón gruesos son hasta de 720 t/h y para carbón fino 600 t/h. De acuerdo con MBE (2011) pueden utilizarse para la concentración de menas metálicas con un rango de tamaños de 10 a 0.315 mm.

**Romjig.** Utiliza una criba móvil las pulsaciones se producen por un brazo hidráulico. El movimiento de las partículas se realiza desde la alimentación hasta la descarga con pulsaciones que van de 38 – 43 veces por minuto.

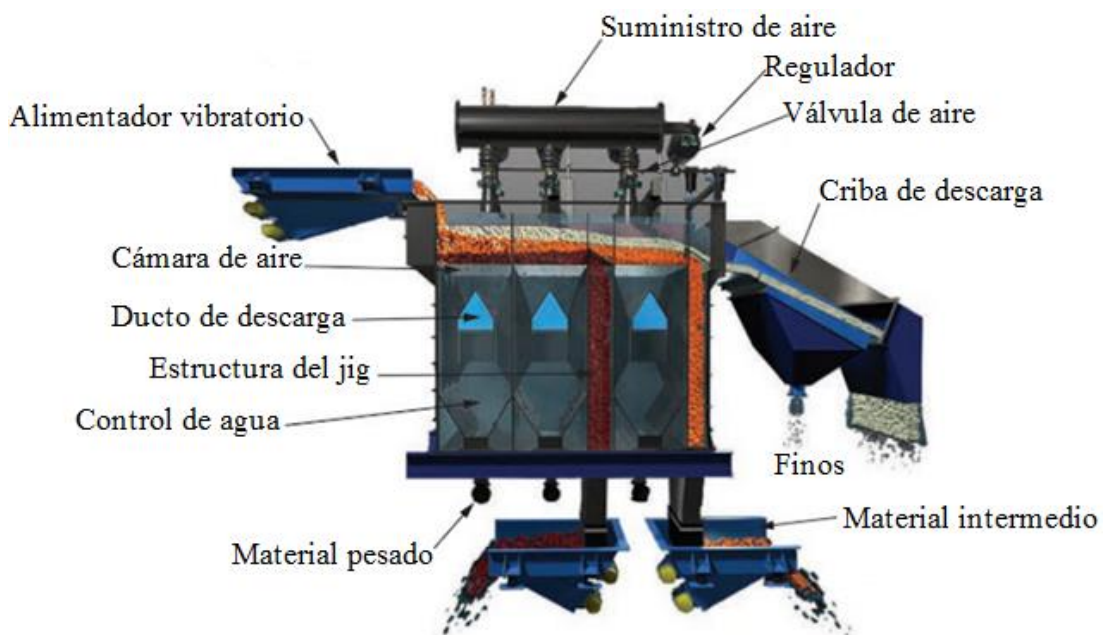
Durante las pulsaciones el material se separa y las partículas pesadas siguen un movimiento de arrastre a lo largo de la criba, mientras que las partículas ligeras se mueven hacia la superficie de la cámara (Figura 4.1-6). El material se mueve de manera horizontal por la pendiente de la criba, descenso lineal de las partículas y el movimiento ascendente circular de la carrera. Estos jigs son utilizados en la industria del carbón y solo está disponible en un solo tamaño equipado con una criba con un ancho de 2 metros. Estos equipos otorgan una capacidad de 350 toneladas por hora, alimentando partículas con un rango de tamaño de 350 – 40 mm. En el [Material Digital: Carpeta 3. – Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 1](#) se muestran las características de los Jig Batac y Romjig.



**Figura 4. 1-6** Esquema de un Romjig. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Apic Jig.** Las pulsaciones se dan de manera neumática y otorga un control de la compuerta para la eliminación de las colas. La compuerta Apic es un mecanismo de descarga de eje vertical evitando la mezcla de partículas pesadas y partículas ligeras. Además, permite una recolección suave y continúa del concentrado (Figura 4.1-7).

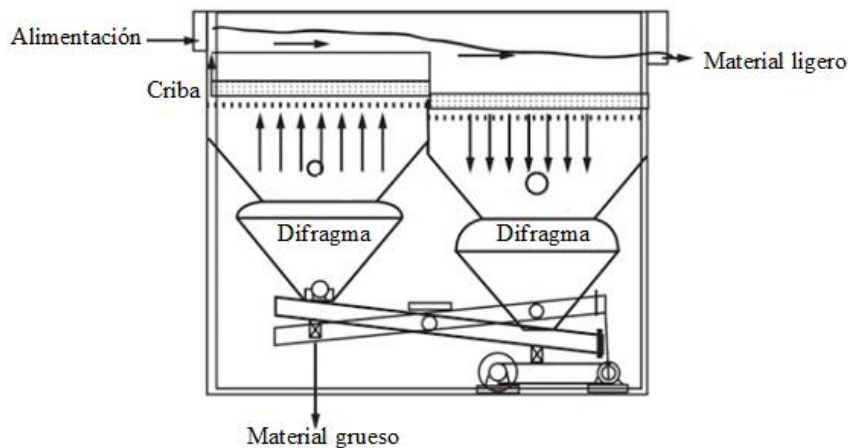
Al igual que los Jig Batac las pulsaciones son controladas de manera remota, cada cámara esta cronometrada de manera independiente. La presión del aire de entrada se regula automáticamente para proporcionar un pulso correcto para cada aplicación. De esta manera la pulsación y la succión son controladas en función de las características de los minerales. En el *Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 2* se muestran las características del Apic Jig.



**Figura 4. 1-7** Esquema de un Apic Jig. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

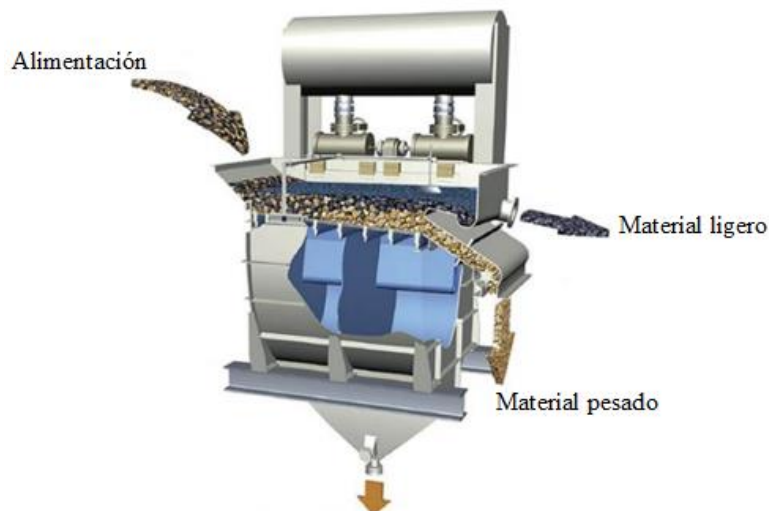
**Pan – American Jig.** Estos equipos tienen una succión profunda para recuperar valores de oro fino, casiterita y diamantes. Tiene un diafragma en el área de la cámara debajo de la criba fija. De esta manera la succión se transmite directo al lecho, facilitando la segregación de partículas finas y pesadas.

El diafragma es manipulado mecánicamente para proporcionar un movimiento controlado del lecho provocando la pulsación del lecho. Estos jigs se construyen con dos cámaras cada celda consta de una sección superior rectangular y una cámara inferior cónica unidas por un diafragma debajo de la sección cónica (Figura 4.1-8). Estos jigs presentan una carrera de 19 a 38 mm y una frecuencia de 20 a 200 pulsaciones por minuto.



**Figura 4. 1-8** Esquema de un Pan – American Jig. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

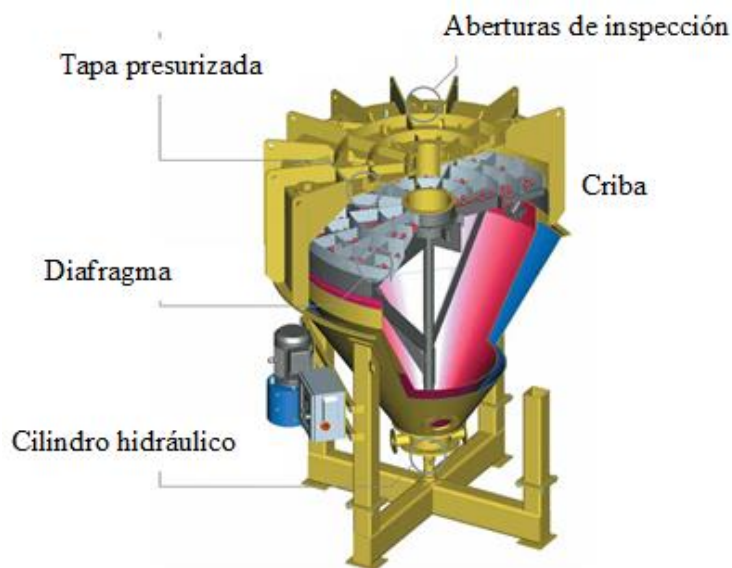
**Alljig.** Es un equipo similar a la Baum Jig pero con la adaptación de un sistema de control para la descarga que permite que el equipo funcione de manera autónoma (Figura 4.1-9). Los sensores permiten monitorear y controlar automáticamente la descarga de las partículas pesadas. En estos equipos las pulsaciones se generan neumáticamente, el rango de tamaños para una separación eficiente es de 150 mm hasta partículas menores de 1 mm. Estos jigs proporcionan capacidades de 5 hasta 700 toneladas por hora. Ver, [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 3](#) se muestran las características del Alljig.



**Figura 4. 1-9** Esquema de un Alljig. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Jig Gekko In -line pressure.** Es un jig con una superficie circular de una sola cámara que está completamente cerrada para una operación a presiones superiores a la atmosférica (Figura 4.1-10). El equipo cuenta con una criba interna que es impulsada por un pistón hidráulico por medio de un eje que se extiende a través de la parte inferior del jig que tiene una forma de cono. Este equipo puede recuperar minerales pesados con un tamaño de 5 mm hasta 100  $\mu\text{m}$ .

Este jig es alimentado desde el centro donde llega a un distribuidor que permite que la alimentación se coloque sobre toda la superficie de la criba. El jig se llena completamente de agua y pulpa que ingresa desde una tubería central. Como la unidad está totalmente sellada y presurizada, se reduce la velocidad de asentamiento de las partículas y se elimina la tensión superficial del agua otorgando una mayor eficiencia.



**Figura 4. 1-10** In – line pressure jig. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La operación del jig hace que las partículas pesadas pasen a través de la criba hacia la parte cónica de la estructura gracias al movimiento de succión, mientras que las partículas ligeras permanecen sobre la criba donde son eliminadas continuamente. El concentrado es retirado del jig de manera continua bajo presión. Estos equipos han sido utilizados con éxito para la concentración de oro fino, sulfuros de plata, cobre nativo, tantalio y diamantes. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 4](#) se muestran las características de este equipo.

#### 4.1.2.2 CONCENTRADORES DE PELÍCULA FLUIDA

La concentración de película fluida se define como una separación de partículas minerales en superficies planas de acuerdo con el tamaño, forma y gravedad específica de la capa de partículas transportadas por una película de agua.

Aplan (2003) destaca que estas operaciones basadas en la concentración en canales, espirales y mesas son ideales para la separación de partículas con un rango de tamaños de ¼ in. hasta 15µm. Ninguno de estos equipos de concentración es completamente efectivo, es imposible lograr una recuperación alta y un concentrado de alta pureza.

En estos concentradores la separación es mediante un proceso de película fluida donde una capa delgada de partículas en agua fluye por una ligera pendiente. Cuando se hace que el agua fluya sobre una superficie inclinada la velocidad del agua aumenta a medida que aumenta la distancia recorrida. Las partículas pesadas caen en la superficie sin verse afectadas por la corriente de agua porque se encuentran en la superficie donde la velocidad del agua es casi cero. Las partículas ligeras e incluso los limos se desplazan hasta el extremo de la superficie por el arrastre del flujo de agua y la tensión superficial como resultado las partículas pesadas se concentran en la superficie.

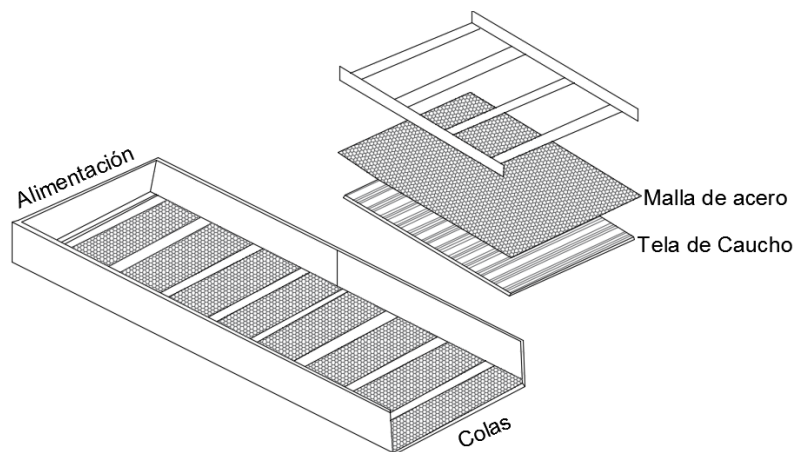
Este proceso de concentración gravimétrica solo es aplicable para tratar:

1. Minerales gruesos que no se pueden tratar por flotación.
2. Cuando las menas pesadas se encuentran en grandes tonelajes de material estéril.
3. Cuando la mena no se encuentra en partículas demasiado finas.
4. Operaciones a pequeña escala.

**Canalones o esclusas.** Es un canal artificial de madera o aluminio con longitudes de 1.5 hasta 10 metros y anchos de 1 a 2 metros aproximadamente donde fluyen cantidades controladas de agua con partículas sólidas en suspensión. En el fondo se tiene una serie de bloques transversales hechos de madera, acero aluminio o plástico llamados rifles, a través del cual fluye una pulpa diluida o grava aluvial. Actualmente es común encontrarlos en conjunto con plantas de lavado en grandes equipos de dragado. Es común encontrar esclusas hechas por secciones de aluminio cubiertas en el fondo con malla de acero y tela de caucho con un relieve que actúan como pequeños rifles para recuperar oro fino (ver, Figura 4.1-11).

La velocidad del flujo determina el tamaño de las partículas concentradas detrás de los rifles donde se crea una turbulencia. Esto crea una zona de asentamiento obstaculizada donde las fuerzas centrífugas y gravitacionales se combinan para conducir las partículas pesadas detrás de los rifles. Aplan (1985) indica que se utiliza una pendiente de 1 – 1/8 a 1 – 3/4 de pulgada por pie dependiendo del granulométrica del material a procesar.

Actualmente son utilizadas para la concentración de oro y casiterita en depósitos de placer para partículas con tamaños mayores a 1 mm por lo tanto no es recomendable su uso para materiales con un alto contenido de finos. De acuerdo con Wills y Finch (2016) la alimentación debe tener un porcentaje entre 50 % y 65 % de sólidos en peso y debe alimentarse con una turbulencia mínima. La demanda de agua es alta para el procesamiento de minerales empleando estos equipos.



**Figura 4. 1-11** Estructura de una esclusa

Micheli (1985) afirma que en operaciones del lavado de grava se requieren un caudal entre 2,000 y 3,000 galones por yarda cúbica una aproximación de la capacidad sugerida de una esclusa en relación con su ancho se muestra en la Tabla 4.1-1.

**Tabla 4. 1-1**  
Capacidades de los canales de concentración.

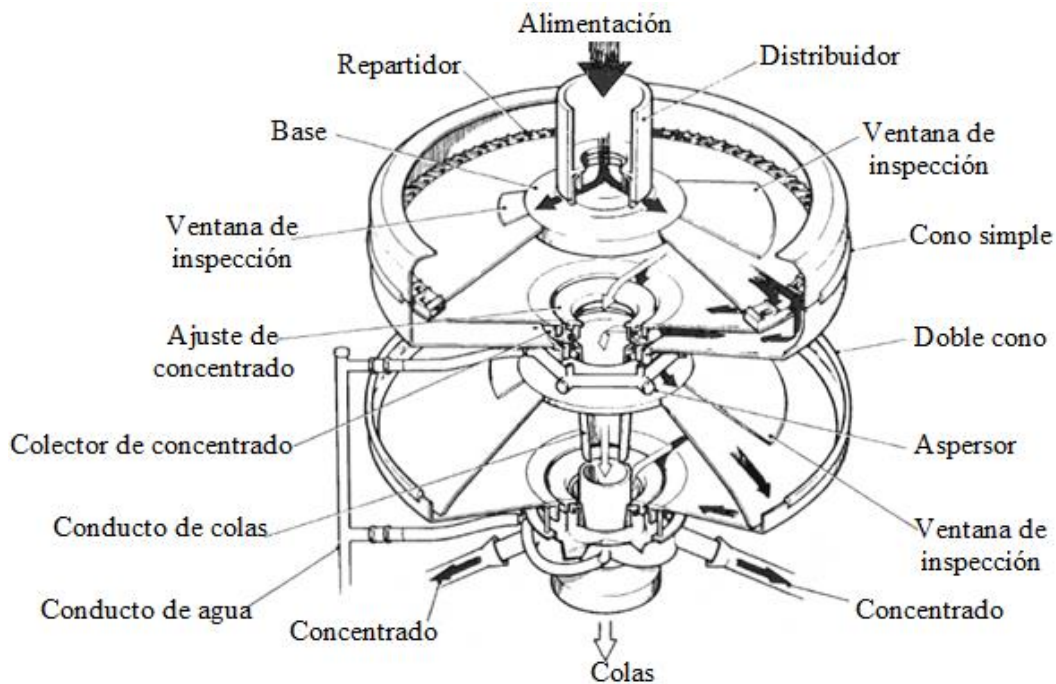
Ancho del canal, pulgadas	Caudal, pies cúbicos por minuto.
24	300 - 400
30	600
36	900
40	2250 - 3000
60	4500

Adaptado de Weiss (1985).

Para recuperar el concentrado se derrama una capa de agua a través del canal hasta que los rifles estén libres de grava. Se colocan una bandeja o un contenedor al extremo de la descarga para evitar la pérdida del concentrado. Comenzando desde la cabeza del canal, se retiran los rifles y se lavan en un recipiente por separado, posteriormente se lava el fondo del canal, comúnmente la concentración del mineral pesado se mejora utilizando una batea. Después de la limpieza se vuelve a montar los rifles y se procesa más material.

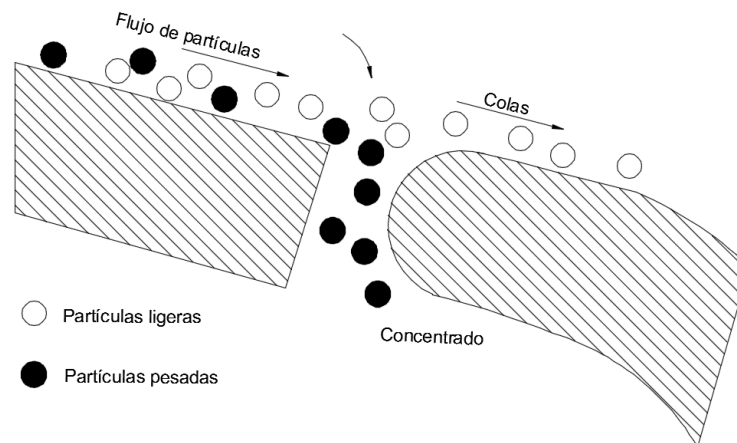
**Cono Reichert.** Este equipo utiliza el principio de los canales de concentración emplea un cono distribuidor invertido (Figura 4.1-12) en lugar que un canal rectangular; son equipos para operaciones de alta capacidad. La pulpa se alimenta en el extremo superior y fluye hacia el vértice alrededor de la periferia del cono en el interior del cono existen un conducto que permite descargar las colas de proceso (Burroughs, 1991).





**Figura 4. 1-12** Componentes de un Cono Reichert. Adaptado de Ferree (1989).

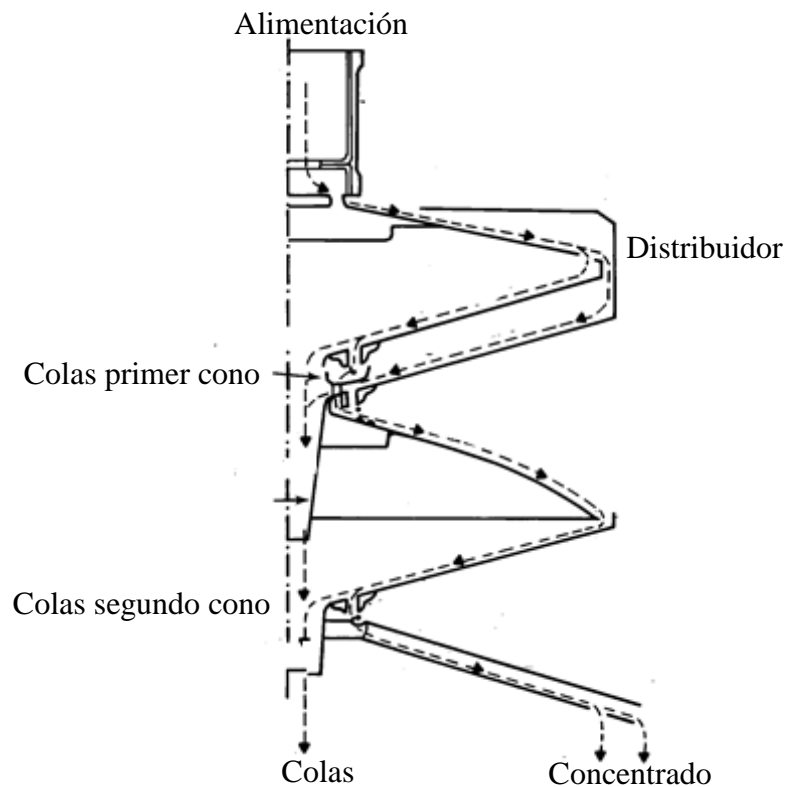
Dos ranuras en la circunferencia permiten retirar las partículas pesadas durante el trayecto de las partículas pesadas que son depositadas en el fondo de la película de agua hasta que caen en las ranuras siguiendo en el canal interno de la periferia del cono (Figura 4.1-13). Los materiales ligeros son arrastrados por el flujo del agua completando el trayecto hasta el vértice del cono donde son descargados (Subasinghe, 2011; Micheli, 1985).



**Figura 4. 1-13** Mecanismo del Cono Reichert. Adaptado de Burroughs (1991).

Las ranuras están conformadas por dos piezas de poliuretano las cuales se pueden abrirse para ajustarse a las condiciones de alimentación. Para obtener un concentrado de alta pureza se instalan varias secciones cónicas apiladas verticalmente que permiten múltiples etapas de concentración (Burroughs, 1991).

Los arreglos en serie de conos simples o dobles permiten la obtención de concentrados de diferentes calidades. Por ejemplo, se tienen cuatro estaciones de conos dobles, las colas del primer cono doble alimentan a la segunda etapa para recupera los minerales pesados que quedan en las colas de la primera etapa. De esta manera las colas de la primera y segunda etapa se combinan y alimentan al tercer cono doble y se concentran los minerales pesados residuales en las colas. El concentrado de la cuarta etapa puede combinarse con los tres primeros concentrados o formar parte de una carga circulante para enriquecer el concentrado final. En la Figura 4.1-14 se muestra el proceso de concentración de cono doble.



**Figura 4. 1-14** Diagrama de flujo de un cono doble. Adaptado de Burroughs (1991).

Burroughs (1991) indica que los conos están fabricados de fibra de vidrio con un revestimiento de plástico o caucho, regularmente son construidos con un diámetro de 2 a 3.5 metros con un ángulo de inclinación de 17°. Estos equipos son utilizados para la concentración de oro en depósitos de placer logrando una relación de concentración hasta de 95 % permitiendo la recuperación de partículas con un tamaño hasta de 45  $\mu m$ .

El tamaño de alimentación varía de 3 mm hasta 0.5 mm y la densidad de la pulpa debe de estar en el rango de un 60 % a 70 % de sólidos. Los conos de doble ensamble tienen una capacidad de 55 a 80 toneladas cortas por hora y aproximadamente la mitad para el cono simple (Aplan, 1985).

Silva (1986) menciona que el concentrado del Cono Reichert generalmente se trata en concentradores de espiral o en mesas de agitación. Una ventaja de estos equipos es que tiene un menor consumo de agua que los jigs y los canales de concentración.

Actualmente estos equipos han sido remplazados por espirales y mesas de agitación debido a que tiene una alta sensibilidad a los cambios de densidad y son incapaces de operar a velocidades de alimentación de menores de 50 toneladas por hora. Los conos de Reichert son ideales para operaciones para recuperar grandes volúmenes de oro y en donde el agua de lavado o espacio de la planta son limitados.

**Concentrador Bartles – Mozly.** Es un concentrador que permite la recuperación de partículas desde 100  $\mu\text{m}$  hasta 10  $\mu\text{m}$ . El concentrador está construido de 40 plataformas de fibra de vidrio cada una de 4 por 5 pies dispuestas en dos secciones con un espacio entre ellas. Las plataformas se encuentran suspendidas y tienen una superficie rugosa utilizando tela de caucho, láminas de plástico o de fibra de vidrio.

Las dos secciones de plataforma se encuentran apoyadas en dos cables inclinados con un ángulo de 1 a 3 grados. Un sistema de tuberías alimenta cada plataforma a lo largo de su ancho. A medida que el material fluye a través de las plataformas, un motor eléctrico imparte un movimiento elíptico.

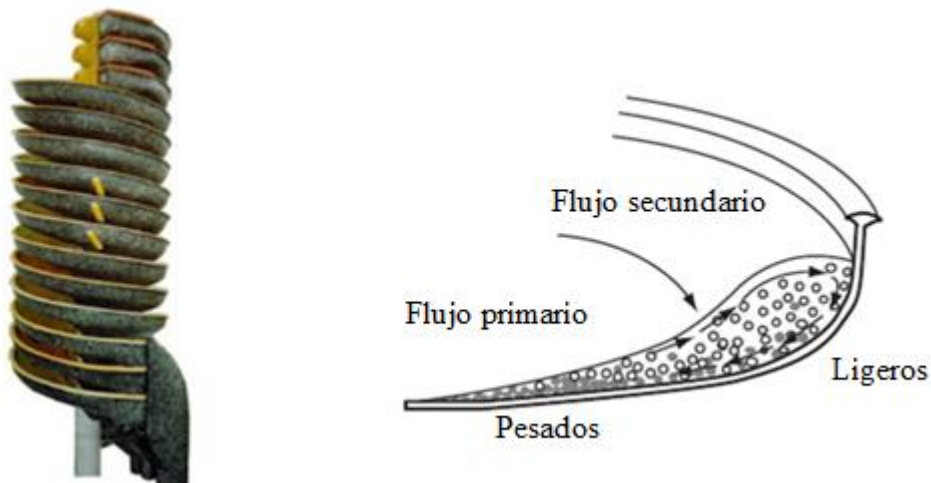
Esto permite que las partículas pesadas se asienten en la superficie rugosa mientras que las partículas ligeras se encuentran en suspensión y se descargan por la inclinación de la plataforma. La operación es cíclica, el tiempo del ciclo depende de la naturaleza de la alimentación y la cantidad de mineral valiosos contenido.

La alimentación se realiza en un tiempo de 10 a 15 minutos y es seguida por un lavado de 10 a 20 segundos con un flujo de 1 gpm. Es importante que la alimentación sea controlada para evitar la pérdida de finos. Cada unidad tiene un área de concentración de 800 pies cuadrados, para una correcta operación, la densidad de la pulpa debe estar entre 5 y 15 % de sólidos (Micheli, 1985).

Silva (1986) señala que el concentrador Bartles – Mozley es capaz de tratar hasta 120 galones por minuto de pulpa. La ventaja de este equipo es su capacidad para concentrar eficientemente material fino y su bajo consumo de energía.

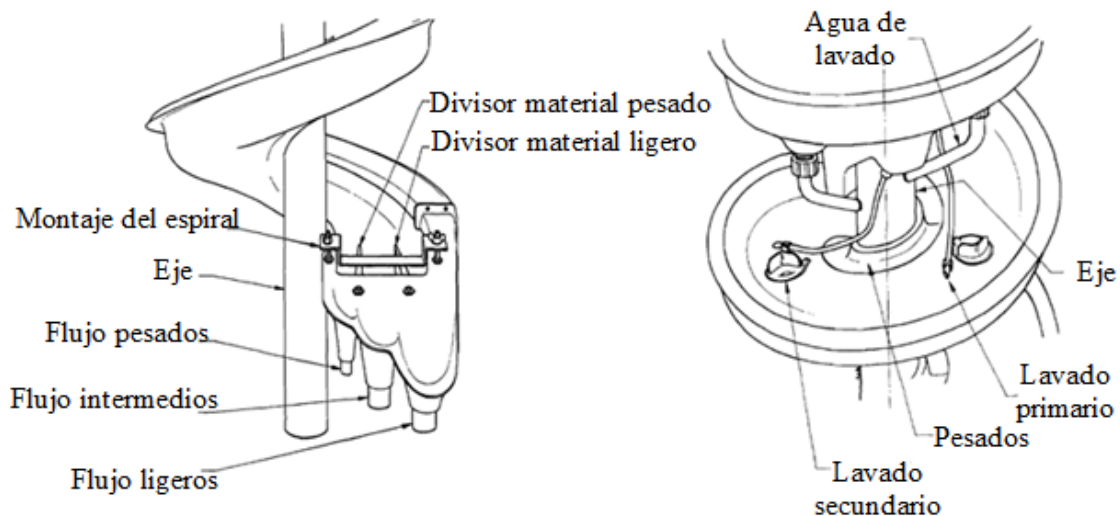
Posterior al desarrollo del concentrador Bartles – Mozley se desarrolló el concentrador de banda transversal Bartles que permite la recuperación de partículas con un rango de 100 a 5  $\mu\text{m}$ . Este equipo consiste en una banda de PVC de 2.4 metros de ancho, cuya superficie tiene una inclinación desde un distribuidor central hacia los bordes laterales. La banda se mueve longitudinal hacia los bordes laterales lentamente y un contrapeso imparte un movimiento orbital a la banda. De igual manera la banda está suspendida de una estructura principal por cuatro cables. La alimentación se introduce a la mitad de la longitud en el distribuidor central, de esta manera las partículas de mineral pesado se depositan sobre la banda mientras que las partículas ligeras se mantienen en suspensión y fluyen con el movimiento de la banda hasta su derrame (Wills, 1985).

**Concentradores de espiral.** Conocidos en sus inicios como espiral de Humphreys, se compone de un conducto helicoidal con una sección transversal semicircular. En un concentrador en espiral la pulpa se alimenta y se hace fluir por el conducto donde experimenta una fuerza centrífuga e interacciona con la gravedad y las fuerzas de fricción que tienden a mover las partículas ligeras hacia el borde exterior y los materiales pesados fluyen hacia el centro donde la fuerza centrífuga es mínima (Figura 4.1-15).



**Figura 4. 1-15** Flujo de un concentrador de espiral. Adaptado de Darling (2011).

Cuando la pulpa alcanza el fondo de la espiral, se produce la separación de las partículas pesadas y son recolectadas a través de puertos internos. En los puertos existen divisores ajustables para controlar la eliminación de la corriente interna que contiene las partículas pesadas o con una densidad media descargándolas en un tubo central. Para la limpieza o donde hay una mayor cantidad de minerales pesados, los espirales utilizan un sistema de lavado para para limpiar el concentrado otorgando una mayor selectividad (Figura 4.1-16).



**Figura 4. 1-16** Sistema de lavado y separación. Adaptado de Goodman et al. (1985).

Para duplicar o triplicar la capacidad se incorporan dos o más espirales en una unidad conocidas como espirales dobles, triples o cuádruples (Figura 4.1-17). El tamaño de alimentación en promedio para diversos minerales es de 3 mm a 75  $\mu\text{m}$  y para el carbón se prefiere tamaños aproximados a 20 y 65 mallas. La densidad de la pulpa generalmente se debe de encontrar entre 20 % y 30 % de sólidos para materiales muy finos y 50 % para materiales gruesos.

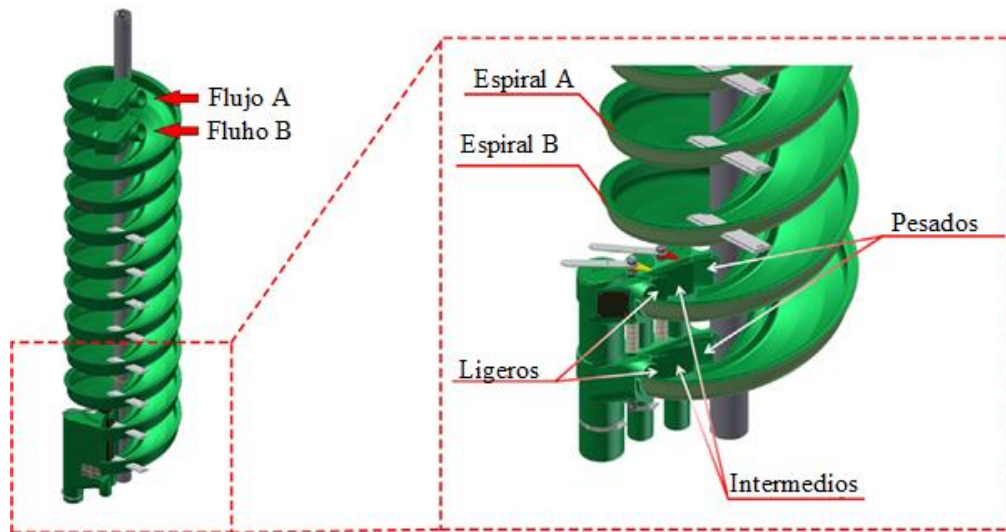


Figura 4. 1-17 Esquema de espirales dobles. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Los primeros espirales estaban hechos de hierro fundido pero las versiones actuales están hechas de fibra de vidrio con diámetros de 2 a 3 metros en promedio tienen de 5 a 7 vueltas completas en el sistema de canales. Usualmente se utilizan en las unidades tanto en serie como en paralelo. Las capacidades van de 0.5 a 2.5 toneladas por hora dependiendo de la granulometría del material.

Los espirales están hechos con pendientes variables, un ángulo que depende de la gravedad específica de las partículas a separar. Ángulos suaves se utilizan para la separación de carbón de esquistas, mientras que ángulos más pronunciados se utilizan para separar minerales como circón de cianita y estauroлита (Wills y Finch, 2016). Los principales proveedores actualmente son Mineral Technologies, Multotec, Outotec, FLSmidth y Carpc. (Ver, [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 8 y Material 10](#))

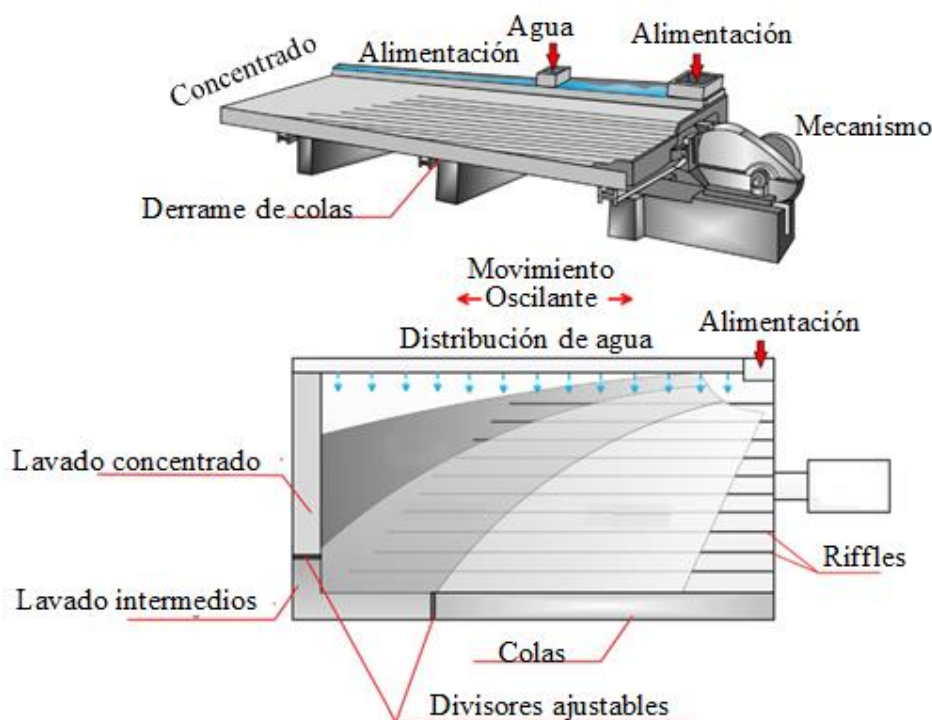
**Mesas concentradoras.** Es un dispositivo que utiliza un movimiento longitudinal de sacudida y rifles cruzados además de una capa delgada de partículas que fluyen sobre la mesa. Es utilizado para concentrar partículas con un rango de tamaño de 1.65 mm a 74  $\mu m$  para partículas de mineral y 6.7 mm a 150  $\mu m$  para carbón, la pulpa debe tener una densidad del 25 % al 35 % para tener una correcta eficiencia.

Las mesas de concentración o mesas de agitación se componen de una mesa plana rectangular inclinada aproximadamente de 15° a 20° respecto a la horizontal. A lo largo de la mesa se colocan rifles a lo largo de la longitud de la mesa y mediante un mecanismo se logra un movimiento de sacudida longitudinal usando un movimiento hacia adelante y un rápido retorno, hace que las partículas minerales se muevan a lo largo de la plataforma paralela a la dirección de movimiento (Figura 4.1-18).

El principio de separación es el movimiento de las partículas de acuerdo con la gravedad específica y el tamaño de partícula en la mesa inclinada. De esta manera las partículas se ven sometidas a dos fuerzas, los rifles en la mesa retienen las partículas pesadas mientras que las partículas ligeras fluyen sobre la mesa hasta su derrame (Dunne et al., 2019).

De acuerdo con Subasinghe (2011) las variables que pueden manipularse para aumentar la eficiencia de la separación son la pendiente de la mesa, caudal del agua de lavado, frecuencia y amplitud del movimiento de sacudida. Las mesas de agitación normalmente se usan solo en etapas de limpieza debido a su baja capacidad. Los modelos disponibles en el mercado son la mesa de sacudida Wilfley y la mesa Gemeni.

**Mesa Wilfley.** Actualmente uno de los principales proveedores es Holman – Wilfley. Consiste en una plataforma ligeramente inclinada hasta de 6° sobre la cual se introduce la alimentación a través de una caja de alimentación ubicada en la esquina superior derecha y el agua de lavado se distribuye a lo largo de la zona de alimentación (Figura 4.1-18). La mesa tiene un movimiento oscilante, usando un movimiento hacia adelante y un rápido retorno, lo cual permite que las partículas minerales se muevan a lo largo de la plataforma paralelo a la dirección del movimiento.



**Figura 4. 1-18** Operación de una Mesa Wilfley. Adaptado de Wills y Finch (2016).

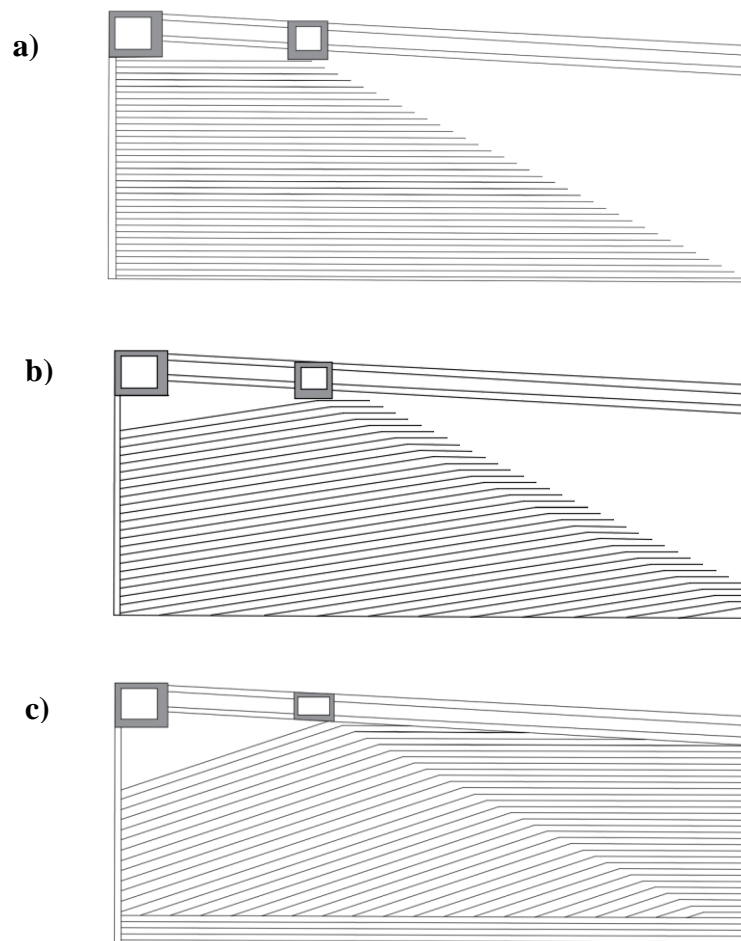
Los rifles se encuentran paralelos a la longitud de la mesa y reducen su longitud gradualmente desde el lado de alimentación hasta la descarga del concentrado donde se desvanecen otorgando una superficie lisa.

La concentración del material se debe al movimiento de sacudida donde la carga se mueve sobre la mesa, la capa fina de material se mueve entre los rifles haciendo que las partículas pesadas se depositen y las partículas finas se mueven en forma transversal como resultado del movimiento de sacudida hasta su derrame en la cubierta inferior. Mientras que las partículas pesadas se transportan al extremo contrario al movimiento debido al movimiento del arrastre hasta su desbordamiento en la zona lisa.

La estratificación del material tiene una secuencia primero el material ligero se desborda, luego una mezcla de material ligero y partículas con una gravedad específica media y al último el material más pesado como se muestra en la Figura 4.1-18. Regularmente para la separación del concentrado de alta ley y la fracción de medios se utiliza un separador ajustable.

Las mesas Wilfley a nivel industrial tienen dimensiones de 1,600 x 4,900 mm y son construidas de fibra de vidrio, polietileno de alta densidad o madera de buena calidad y están cubiertas de caucho. El sistema de movimiento se logra mediante un motor de 1.5 W y con un ajuste de la carrera de 8 mm y 16 mm. En la operación se utilizan diversos bancos de mesas Wilfley para obtener capacidades menores a 5,000 kilogramos por hora en mesas dobles. Los principales fabricantes actualmente son Deister y Holman – Wilfley en [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 5 y Material 6](#) se muestran las características de la mesa de sacudida Wilfley.

La capacidad de una mesa varía de acuerdo al tamaño de las partículas de la alimentación, sus dimensiones y el número riffles. Existen diferentes patrones de los riffles para máxima el rendimiento de la operación según la aplicación de acuerdo al tamaño de partícula como lo indica Taggart (1945) las mesas Wilfley pueden tener riffles estándar, riffles para materiales gruesos y riffles para materiales finos (Figura 4.1-19).



**Figura 4. 1-19** Patrones de riffles en mesas Wilfley: a) Riffles estándares, b) Riffles material grueso y c) Riffles materiales finos. Adaptado de Taggart (1945).

Aplan (1985) menciona que las mesas Wilfley pueden ser de dos tipos mesas de arenas que se caracterizan por un sistema riffles profundos y extensos para procesar efectivamente materiales de mayor tamaño y mesas para finos los cuales se caracterizan por riffles poco profundos para minimizar la perturbación del lecho de partículas finas y permitir el flujo de las partículas de baja densidad.

Los rifles deben ser profundos en el extremo de la alimentación de la mesa para asegurar que se produzca la sedimentación de las partículas. La profundidad de los rifles debe disminuir lo suficiente hacia el extremo del concentrado para permitir la eliminación de las partículas ligeras por la acción de derrame. El ancho del espacio entre los rifles está controlado por el tamaño de las partículas de alimentación. El espacio de los riffles debe ser al menos tres veces mayor al ancho del diámetro de la partícula más grande tratada para evitar una obstrucción (Aplan, 1985).

La frecuencia y longitud de la carrera del movimiento de sacudida son importantes para la separación de partículas gruesas y finas. Para una alimentación gruesa se utiliza una carrera larga y una velocidad lenta, algunos fabricantes recomiendan una velocidad de 230 a 285 rpm para materiales gruesos y para un alimento fino se recomienda una velocidad de 285 a 325 rpm. En el movimiento de sacudida un golpe más largo mueve las impurezas pesadas al extremo descarga rápidamente pero se requiere un mayor caudal de agua. Las mesas actuales otorgan velocidades de operación altas otorgando una mayor movilidad, mayor capacidad y eficiencia operando en múltiples bancos.

**Mesa concentradora Gemeni.** Esta mesa fue diseñada para la recuperación de oro fino hasta una malla 20 permitiendo una capacidad nominal hasta de 455 kilogramos por hora. Este equipo permite variar la velocidad, amplitud del movimiento, inclinación y flujo de alimentación su diseño se asemeja a una mesa Wilfley gemela.

Consiste en un distribuidor central en la parte superior donde se ingresa la pulpa, la carga se distribuye sobre el ancho de la mesa. El agua de lavado es distribuida por un eje central a lo largo de la mesa. Los rifles se encuentran paralelos a la sección inferior de la mesa teniendo un arreglo diagonal, el movimiento de sacudida se imparte longitudinalmente.

Delante de los rifles se tiene una serie de canales paralelos al eje donde se concentra las partículas pesadas, las cuales se descargan en un compartimiento en la zona inferior de la mesa. Las partículas intermedias se recolectan en compartimientos adyacentes al concentrado y superior a estos se derraman las colas (Figura 4.1-20).

De acuerdo con Mineral Technologies para un correcto funcionamiento se requiere un porcentaje de sólidos en la pulpa del 60 % al 70 %. El consumo de agua es del 12 a 38 litros por minuto. El tamaño de estas mesas concentradoras puede ser hasta 1,714 x 2,781 mm, en [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 7](#) se muestran las características de la mesa Gemini.

Gupta y Yan (2016) mencionan que estos equipos han sustituido en algunas operaciones a los concentradores de espiral. Una ventaja que tiene es su capacidad para tratar minerales finos y lograr una alta recuperación. El tamaño de alimentación debe ser inferior a 850 mm para un procesamiento de 0.45 toneladas por hora.



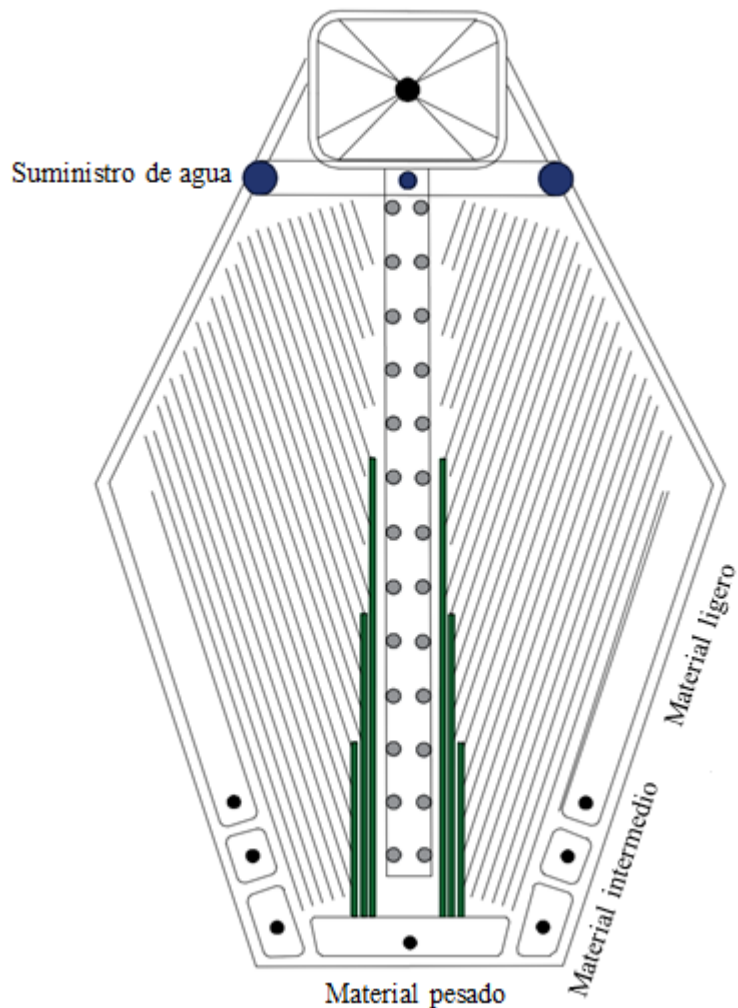


Figura 4. 1-20 Diagrama de una mesa Gemeni.

#### 4.1.2.3 CONCENTRADORES CENTRÍFUGOS

La sedimentación de partículas finas que están sujetas a la fuerza gravitacional dentro de un medio fluido es lenta, incluso cuando se tiene una diferencia de gravedades específicas alta entre los minerales. Cuando las partículas atraviesan un movimiento circulatorio a alta velocidad, se puede transmitir a la partícula una aceleración centrífuga mayor que la fuerza de gravedad permitiendo que la velocidad de asentamiento aumente. Este concepto llevó al desarrollo de los concentradores centrífugos para la recuperación de partículas finas de oro.

Los equipos que utilizan este principio son el Concentrador Falcon, Concentrador Knelson, Concentrador iCON, Separador Multigravedad, Concentrador Gekko In-Line Spinner y el Jig Centrifugo Kesley.

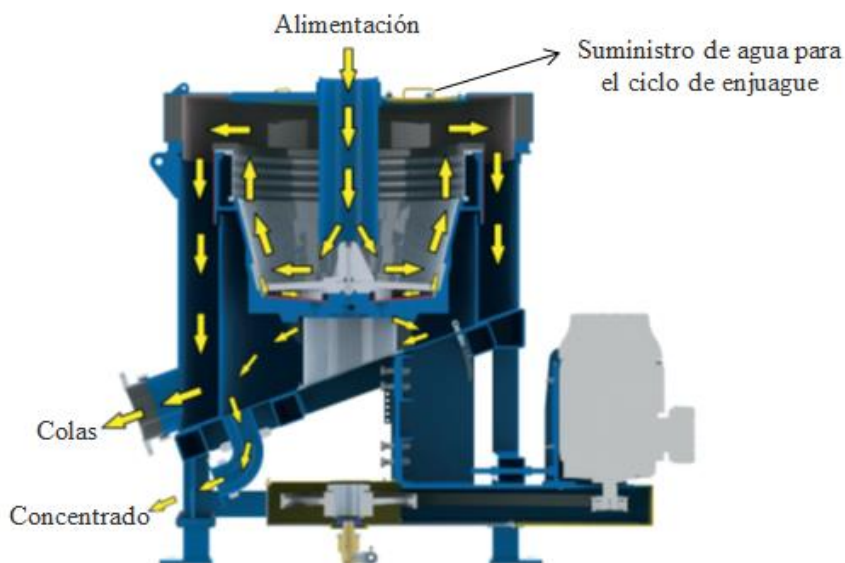
De acuerdo con Dunne et al. (2019) los concentradores centrífugos tienen diferentes mecanismos de separación patentados y son efectivos para la separación de partículas con un tamaño de 1 mm hasta 10  $\mu m$ .

**Concentrador Falcon.** Es utilizado para recuperar partículas finas valiosas omitidas por los separadores de medio denso y concentradores convencionales.

Consta de un recipiente giratorio que alcanza una alta aceleración centrífuga. La pulpa se alimenta por un tubo central y se eleva sobre una pared ligeramente inclinada como respuesta a la fuerza centrífuga. Las partículas pesadas se concentran en la pared del tazón (zona de recolección) y las partículas ligeras son elevadas y arrastradas por la pulpa para derramarse fuera del tazón. Posteriormente se tiene un ciclo de enjuague donde las partículas adheridas al tazón son removidas y expulsadas del concentrador para su recuperación.

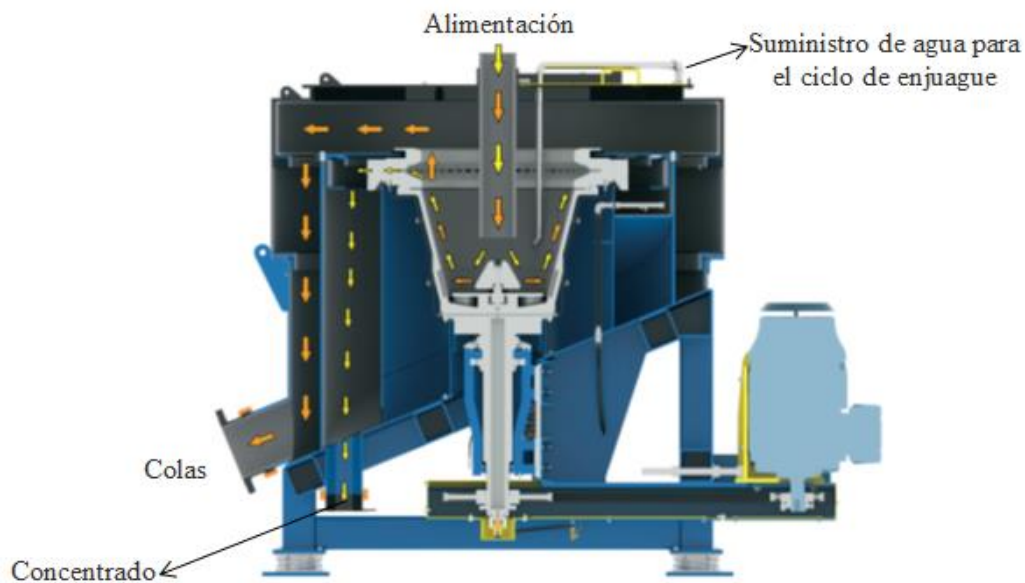
Existen tres modelos disponibles unidad semi continua (SB), unidad continua (C) y unidad de partículas ultra finas (UF). Actualmente la patente de este equipo pertenece a Sepro Mineral Systems, en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 11](#) se muestran las características operativas y especificaciones de estos concentradores.

Falcon SB en estos equipos la pared del tazón tiene un fondo liso y una zona de concentración ondulada, la pulpa se mueve hacia una zona de recolección donde se tienen varios anillos con agua presurizada que permite limpiar de manera eficiente el concentrado descargando mediante dos ductos al centro del tazón (Figura 4.1-21). Las colas del proceso se desbordan del tazón debido a la acción de la fuerza centrífuga. De esta manera las unidades SB aceptan una alimentación continua durante el ciclo pero solo se produce un concentrado durante el ciclo de enjuague. Su rendimiento es de 1 a 400 toneladas por hora y las aceleraciones varían de 50 a 200 G. Estas unidades se utilizan en las plantas de beneficio para la recuperación de metales preciosos después del circuito de molienda en la descarga del hidrociclón o en la alimentación del hidrociclón recuperando oro grueso y fino.



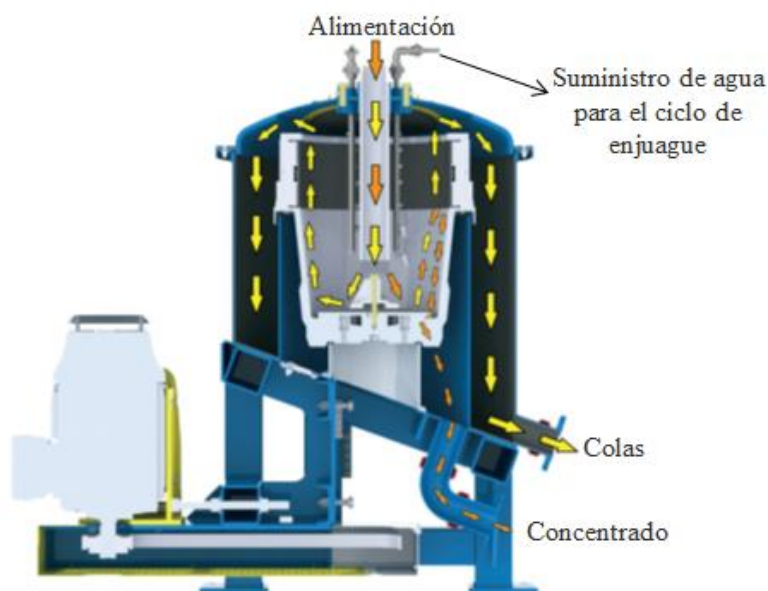
**Figura 4. 1-21** Concentrador Falcon SB. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Falcon C produce una corriente continua de concentrado durante la operación, la parte superior del tazón cuenta con un anillo especial seguido de unas válvulas neumáticas que permite la descarga continua del concentrado (Figura 4.1-22). Este equipo aplica una fuerza hasta de 300 G permitiendo recuperar partículas de 10  $\mu\text{m}$ . Puede procesar hasta 100 toneladas por hora y es capaz de extraer el 2 % del mineral valioso contenido en la pulpa. En esta unidad la fuerza centrífuga hace que las partículas ligeras derramen por el tazón y las partículas pesadas se concentren en el tazón para después tener un ciclo de enjuague para descargar el concentrado mediante una boquilla.



**Figura 4. 1-22** Concentrador Falcon C. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Falcon UF (Figura 4.1-23) está diseñado para la recuperación de minerales ultra finos de las colas en procesos de concentración que son rechazados como lamas o valores no recuperables. Es capaz de concentrar partículas de  $3 \mu\text{m}$  en una pulpa con menos del 20 % de sólidos. Para cumplir este objetivo se aplican fuerzas hasta de 600 G. Esta unidad puede variar automáticamente la velocidad permitiendo un frenado dinámico y reducir la velocidad para enjuagar el concentrado y volver a la velocidad operativa en corto tiempo.

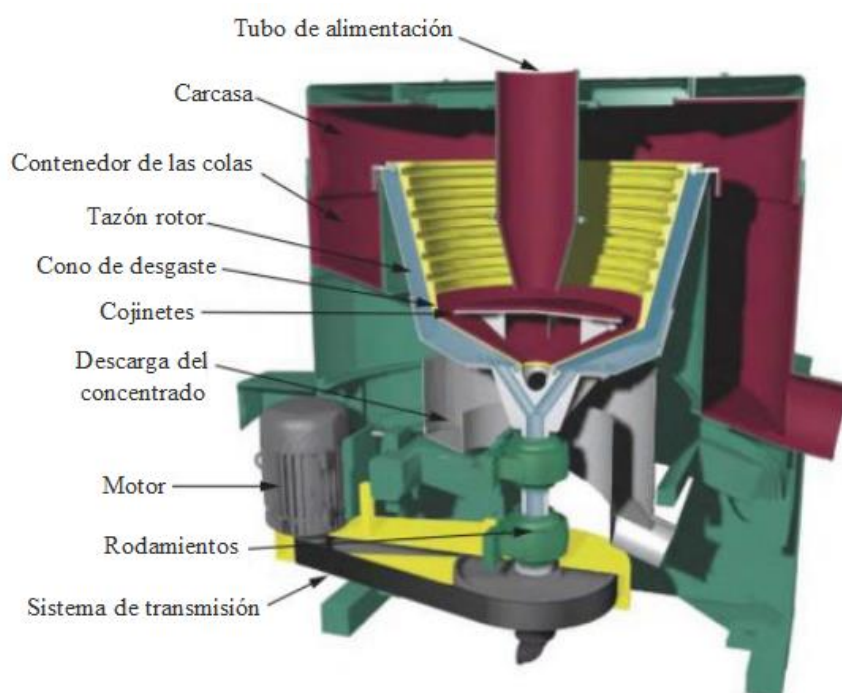


**Figura 4. 1-23** Concentrador Falcon UF. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Concentrador Knelson (CK).** Está compuesto por un tazón giratorio con una serie de ranuras en la pared exterior para capturar las partículas pesadas (Figura 4.1-24). El material se alimenta a través de un ducto central, la pulpa descende hasta el fondo del recipiente giratorio y se eleva hasta derramar por la aceleración centrífuga. De esta forma las partículas pesadas quedan atrapadas dentro de las ranuras del tazón formando un lecho de partículas mientras que las colas se derraman por la acción de la fuerza centrífuga (Laplante, 2000).

El tazón se fija dentro de una película de agua externa presurizada. Las ranuras dentro del tazón contienen puertos de fluidización, orientados tangencialmente a través de los cuales se inyecta agua presurizada. Cuando se acumula suficiente material entre las ranuras el concentrado se elimina mediante un ciclo de lavado. El ciclo de concentración dura alrededor de una hora y el ciclo de lavado aproximadamente 5 minutos permitiendo una operación semi-continua. (Subasinghe, 2011; Sargent y Subasinghe, 2006).

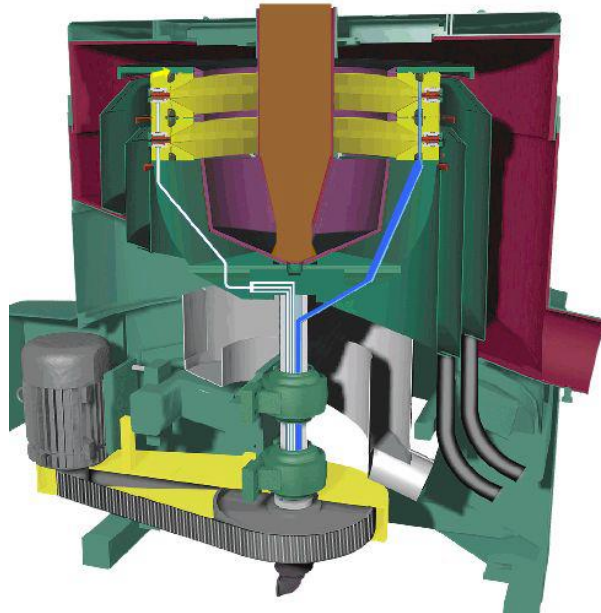
Wills y Finch (2016) indican que la fuerza centrífuga aplicada por este equipo puede ser 60 - 200 veces mayor a la gravedad que actúa en las partículas. Generalmente se utiliza en pulpas donde mineral pesado a recuperar se encuentra presente alrededor de 500 gramos por tonelada. Para un correcto funcionamiento la pulpa se requiere un contenido de sólidos del 20 al 40 %.



**Figura 4. 1-24** Concentrador Knelson. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Actualmente existen tres variaciones la serie XD, CD y MD que brindan diferentes opciones para ajustar la cantidad de agua fluidizada y cambiar la cantidad de concentrado recolectado. La información del funcionamiento del concentrador Knelson se muestra en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 12.](#)

Posteriormente se desarrolló el concentrador de descarga variable continua (CVD) su funcionamiento es semicontinuo pero permite que el concentrado se descargue continuamente desde el lecho fluidizado, empleando una serie de válvulas de paso ubicadas en las ranuras que se mantienen cerradas por la presión del aire de esta manera se alimenta el equipo sin interrupciones (Figura 4.1-25).

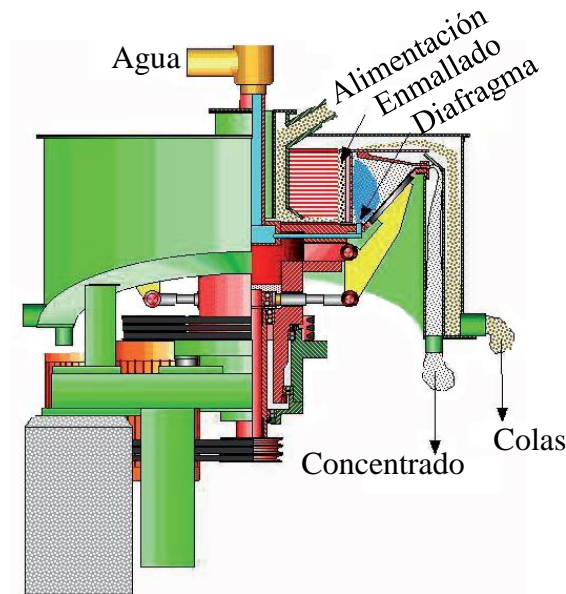


**Figura 4. 1-25** Concentrador Knelson CVD. Tomado de Knelson Corporate (Knelson Concentrator)

Un concentrador Knelson semi-continuo puede operar cuando el mineral pesado está presente en pequeñas cantidades 0.01 al 0.1 % por tonelada. Un equipo CK es capaz de producir 165 toneladas por hora. Si se configura que el ciclo es de 30 minutos esta unidad lavaría aproximadamente dos veces por hora produciendo un concentrado con una masa alrededor de 0.06 % del material alimentado. Una unidad CVD es capaz de obtener rendimiento desde 0.1 % hasta un 50 % dependiendo de las características de la alimentación. (Subasinghe, (2011).

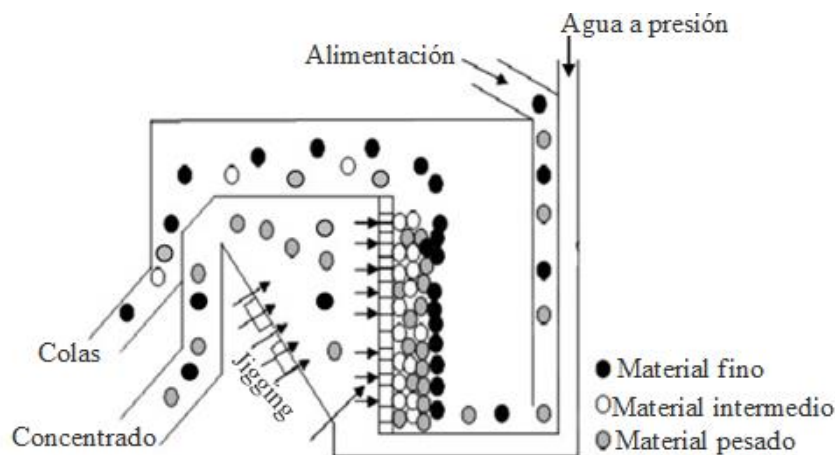
**Jig centrífugo Kesley.** Es un equipo que permite separar partículas finas (hasta 6  $\mu m$ ) o partículas con una diferencia de gravedad específica baja. En la Figura 4.1-26 se muestra una sección transversal de un Jig Centrífugo Kesley (KCJ).

Los componentes que se muestran en rojo durante la operación rotan para generar una fuerza centrífuga, mientras que los componentes en color verde son estacionarios y los que se muestran en amarillo tienen un movimiento de pulsación como los jig. El movimiento centrífugo se logra con un rotor en cual tiene alrededor cuatro o seis cámaras estáticas que tienen en su parte trasera un diafragma pulsante y un conducto por el cual se descarga el concentrado (Jones y Foster, 2010).



**Figura 4. 1-26** Componentes de un Jig centrífugo Kesley. Adaptado de Jones et al. (2007)

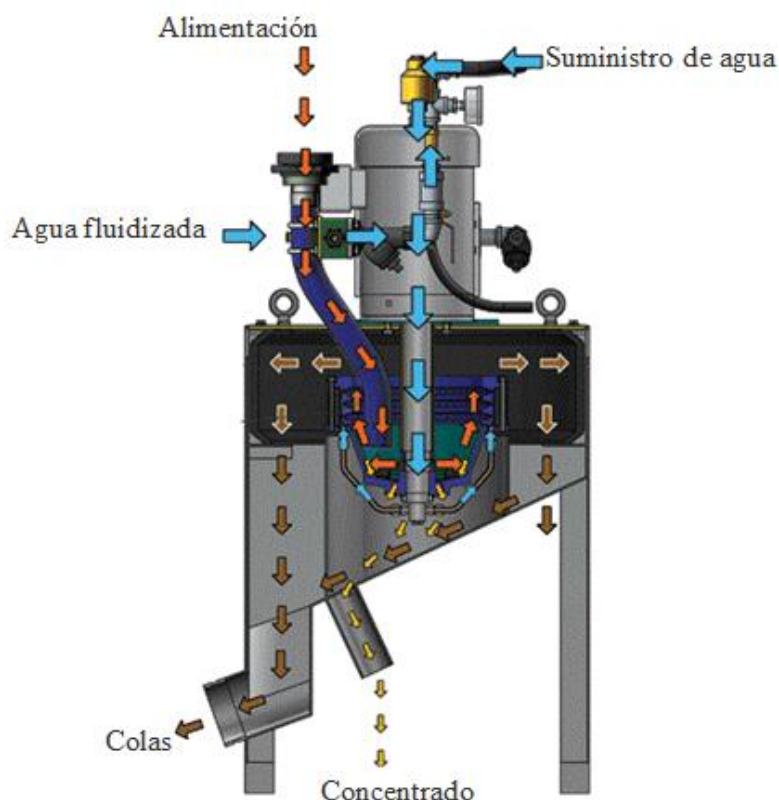
De acuerdo con Wills y Finch (2016) la alimentación ingresa al equipo mediante un ducto central el cual descarga en un enmallado cilíndrico el cual permite que la pulpa ingrese a las cámaras y las partículas irregulares permanezcan en el centro de la malla cilíndrica en cual rota otorgando una primera separación las partículas. Las partículas gruesas permanecen dentro del enmallado. Las partículas finas que ingresan a las cámaras se ven sometidas a una serie de pulsaciones, bajo este diseño las partículas ligeras se elevan y derraman en la parte superior de la unidad (ver, Figura 4.1-27).



**Figura 4. 1-27** Funcionamiento de un Jig centrífugo Kesley. Adaptado de Nirlipta y Pal (2013).

Las partículas densas una vez que acceden a la cámara se ven sometidas a una descarga de agua a presión en la cámara y el movimiento de pulsación se imparte por diafragma fluidizado las partículas finas y guían a las partículas densas a una zona de descarga. Actualmente el proveedor es Mineral Technologies y ofrece plantas modulares los cuales incluyen bombas, cribas, ciclones, sumideros, sistemas de control eléctrico, sistemas de suministro de agua y el Jig Kesley Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 13.

**Concentrador iCon.** De acuerdo con Dunne et al. (2019) es un concentrador orientado para la pequeña minería para la recuperación de oro, plata y platino en depósitos de placer. Tienen un sistema de velocidad variable que permite una fuerza centrífuga de 60 a 150 G que permite concentrar las partículas finas de oro. La pulpa se alimenta a través de una tubería en la parte superior de la unidad. La pulpa ingresa en un tazón giratorio el cual tiene una serie de ranuras fluidizadas para capturar las partículas pesadas en la parte superior del tazón, siendo el fondo liso. De esta manera el tazón gira y las partículas ligeras se derraman hasta que las partículas pesadas se concentran en las ranuras. Posterior al ciclo se tiene una etapa de enjuague para descargar el concentrado (Figura 4.1-28).



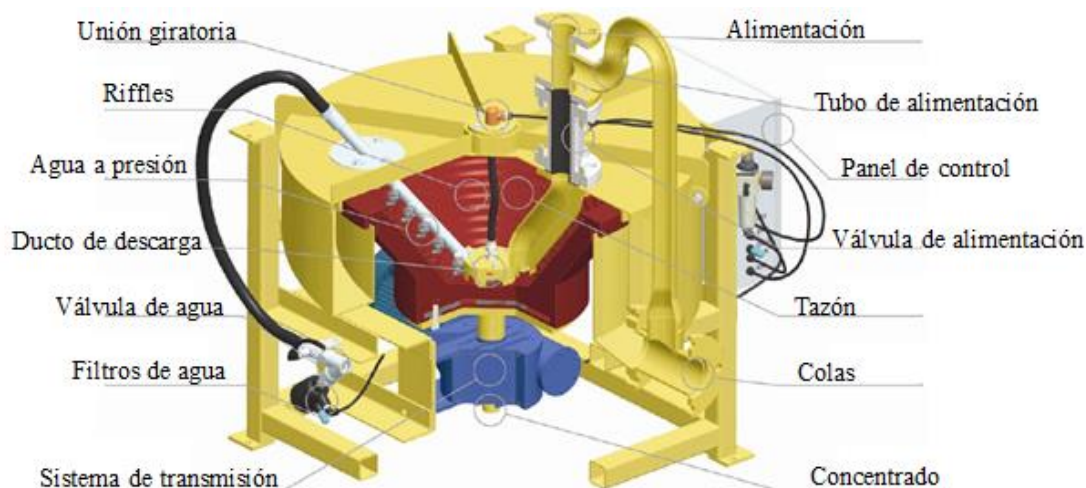
**Figura 4. 1-28** Funcionamiento del concentrador iCON. Adaptado de (iCON Gold Recovery).

Futura Technologies (iCON Gold Recovery) el concentrador iCON fue desarrollado por los ingenieros que diseñaron el concentrador Falcón, lo cual justifica su similitud operática con el concentrador Falcon C. Actualmente este concentrador ofrece dos modelos el iCON i150 el cual tiene una capacidad de sólidos de 2 toneladas por hora y una capacidad de pulpa de 130 litros por minuto y tiene un consumo de agua de 10 a 30 litros por minuto y permite tener un 1 kg de concentrado por ciclo. Este concentrador tiene una dimensión de 0.6 m x 0.6 m x 1.3 m y tiene un peso 140 kg [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 14.](#)

El segundo modelo es el iCON i350 el cual tiene una capacidad de sólidos de 15 toneladas por horas y una capacidad de pulpa de 30 metros cúbicos por hora. Tiene un consumo de agua de 3 a 5 metros cúbicos por hora y permite obtener 4 kg de concentrado por ciclo. Este equipo de mayor perfil tiene una dimensión de 0.98 m x 0.98 m x 1.43 m y tiene un peso de 415 kg.

De acuerdo con Futura Technologies (iCON Gold Recovery) para el correcto funcionamiento se requiere que la alimentación las partículas tengan un tamaño menor a 2 mm y una densidad de pulpa del 5 a 65 % de sólidos.

**Separador Gekko In-line Spinner.** Dunne et. al (2019) mencionan que esta unidad es un concentrador centrífugo semicontinuo. En la Figura 4.1-29 se muestran los componentes del Separador Gekko In-line Spinner (ISP).



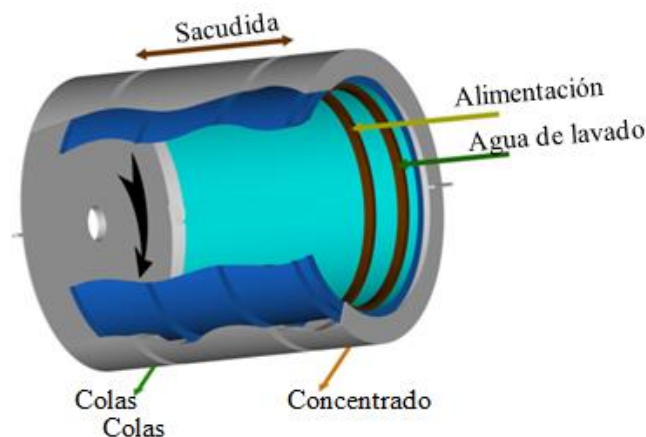
**Figura 4. 1-29** Componentes del separador Gekko In-line spinner. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

El tazón funciona cuando está lleno de pulpa y la rotación hace que las partículas densas se concentren en las múltiples ranuras en la superficie del tazón. Las partículas ligeras suben por el tazón y se derraman por encima del tazón. El concentrado se descarga a través de un puerto central al final del ciclo. Durante la etapa de enjuague una barra con varias válvulas rodea la cara interna del tazón y rocía agua a presión en cada ranura, creando un remolino con el agua que libera las partículas pesadas. El diseño de las ranuras del tazón proporciona una zona de lavado de partículas pesadas con una contaminación de ganga baja (Dunne et al. ,2019).

Este equipo tiene una capacidad de sólidos hasta de 30 toneladas por horas y una capacidad de pulpa de 100 metros cúbicos por hora. Tiene un consumo de agua 40 litros por ciclo y permite obtener de 3 a 4 kg por toneladas lavada (Gekko, The Gekko Update). En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 15](#) se muestran las características de este concentrador.

**Separador multi-gravedad (MGS).** El principio de funcionamiento puede compararse con una mesa concentradora envuelta en un tambor, cuando gira rápidamente genera una fuerza centrífuga ideal para recuperar partículas finas. La pulpa se alimenta en el centro del tambor, se agrega agua de lavado en uno de los extremos. Las partículas pesadas se separan de las partículas ligeras dentro de una película delgada debido al flujo del agua de lavado son arrastradas la fuerza de centrífuga y un movimiento de sacudida del tambor. Las partículas pesadas se fijan a la superficie del tambor mientras que el agua de lavado arrastra las partículas ligeras aguas abajo para descargarlas. Las partículas pesadas son transportadas al extremo de alimentación por un sistema de raspadores que ayuda a descargar el concentrado con ayuda del agua de lavado, ver Figura 4.1-30 (Tripathy et al., 2012).





**Figura 4. 1-30** Funcionamiento de un equipos MGS. Adaptado de Tripathy et al. (2012).

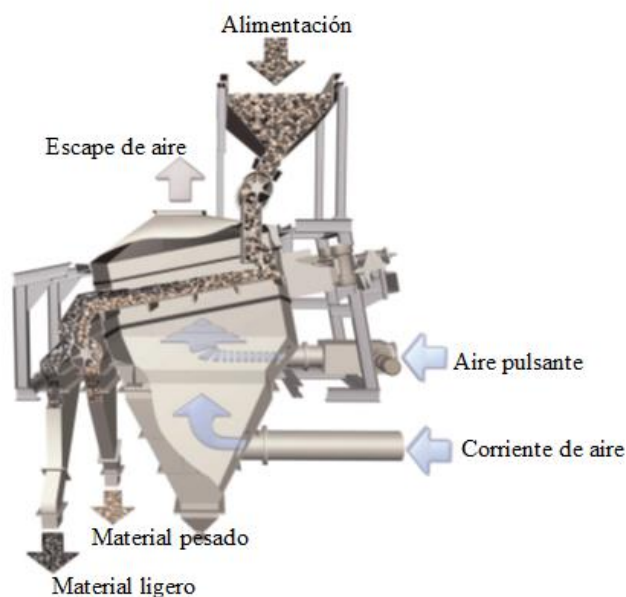
De acuerdo con Menéndez et al. (2007) indican que algunos parámetros operativos que afectan el rendimiento son la fuerza G aplicada al tambor, agitación del tambor, volumen del agua de lavado, velocidad de la alimentación y contenido de sólidos. El rango de tamaños de las partículas debe de estar entre los 5 y 140  $\mu m$ , la densidad de la pulpa debe de ser 25 a 50 % de sólidos en peso y la inclinación del tambor es aproximadamente de 5 a 7 grados.

#### 4.1.2.4 CONCENTRADORES GRAVIMÉTRICOS NEUMÁTICOS

También llamados concentradores gravimétricos en seco aprovechan la densidad, tamaño y forma de las partículas para su separación. Estos dispositivos neumáticos se utilizan en regiones áridas o en materiales donde se requiere mantener un bajo porcentaje de humedad (Wallace, 1985).

Dunne et al. (2019) mencionan que su principal aplicación es la limpieza de carbón, separación de oro en depósitos de placer, bauxita, tierras diatomeas, grafito, micas, cianita, minerales de manganeso, vermiculita, minerales de uranio, fluorita de cuarzo y calcita. Los equipos neumáticos incorporan el mismo mecanismo que los separadores gravimétricos húmedos. La aplicación de aire conlleva velocidades de asentamiento más lentas, por lo tanto, los concentradores neumáticos tienen una eficiencia menor que los concentradores húmedos. Es importante tener control estricto de la generación de polvo en la planta, esto resulta difícil al procesar un gran tonelaje y mantener un bajo costo de operación.

**Jigs Neumático (Allair).** Con un flujo constante del aire se generan las pulsaciones sobre el lecho de partículas y un flujo de aire sobre el lecho fluidiza el material ligero. Actualmente Allmineral son el principal fabricante de la unidad Allair (Figura 4.1-31) el cual es utilizado para separar el carbón de cenizas o azufre. El equipo cuenta con una criba inclinada que admite aire a través de esta plataforma oscilante se fluidiza las partículas separando al carbón de las cenizas. Este equipo tiene una capacidad de 20 a 100 toneladas por hora con un rango de partículas que van de 50 mm a partículas menores de 1 mm. Este proceso evita la necesidad del agua para limpiar el carbón, clarificación del agua del proceso o la deshidratación de finos. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 16](#) se muestran las características de estos concentradores.



**Figura 4. 1-31** Funcionamiento de Allair. Adaptado de Allmineral (Producto information)

**Mesas de aire.** Son utilizadas para la separación de minerales, consta de una superficie vibrante porosa inclina, una tolva, un alimentador vibratorio, un ventilador eléctrico, recipientes colectores a lo largo de la mesa y al extremo de la mesa (Wallace., 1985).

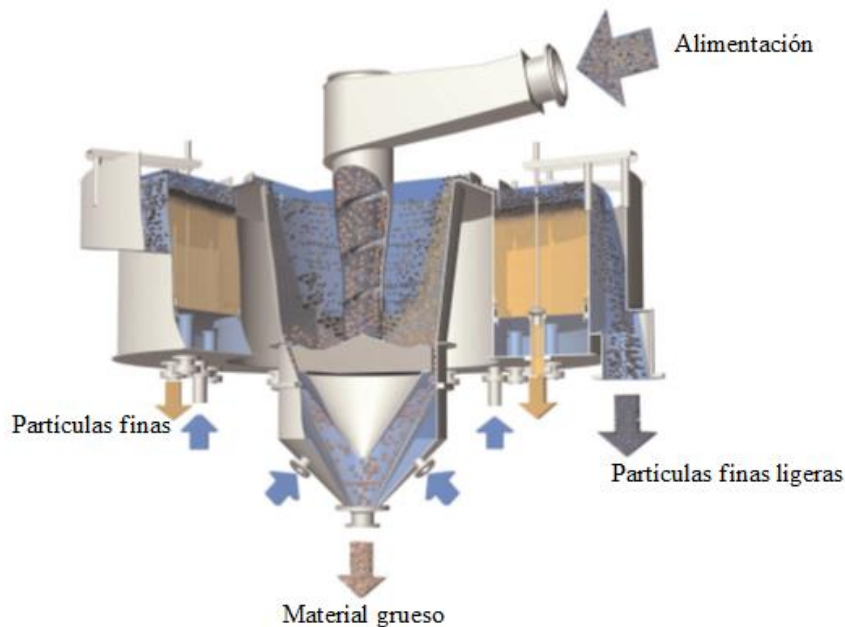
El aire ingresa debajo de la superficie porosa de esta manera las partículas se fluidizan. El movimiento de sacudida mueve la alimentación a lo largo de la superficie junto con el flujo constante de aire, causando que las partículas pesadas se concentren manteniéndose en la superficie hasta llegar extremo de la mesa para su recolección, mientras que las partículas ligeras se descargan en recipientes ubicados a lo largo de la mesa.

Dunne et al. (2019) indican que estos equipos pueden separar efectivamente partículas de carbón grueso de 6 mm y minerales con un tamaño de partículas hasta de 0.3 mm. La capacidad de estos equipos va de 120 toneladas por hora. Es común encontrar estos equipos con un sistema de recolección de polvo.

**Separadores de lecho fluidizado.** Inicialmente eran utilizados para la separación por tamaño, pero pueden proporcionar una separación eficiente basándose en la densidad de partículas con un rango de tamaño de 1 a 0.15 mm.

El Allflux (Figura 4.1-32) tiene un funcionamiento que genera una corriente ascendente en una cámara la cual se alimenta el material. Las partículas ligeras y finas se elevan mientras que las partículas gruesas y pesadas se mantienen en el fondo. En una segunda etapa las partículas finas ingresan a una cámara de finos donde se forma un lecho fluidizado sobre el cual solo se fluidiza el material liviano el cual se separa y se derrama en un vertedero de esta manera se obtienen tres productos clasificados en el equipo (Snoby y Grotjohann, 1999).

Este equipo tiene una capacidad de 2,000 metros cúbicos por hora y se puede procesar partículas con un tamaño superior a 4 mm (Allmineral, Allflux). En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 17](#) se muestran las características de estos concentradores.



**Figura 4. 1-32** Funcionamiento de Allflux. Adaptado de Allmineral (Producto information)

#### 4.1.2.5 SEPARACIÓN EN UN MEDIO DENSO (DMS)

Es un proceso que se aplica para separar minerales en una pulpa con una densidad determinada. La densidad de la pulpa sobre el que se deposita el mineral debe ser mayor que las partículas ligeras y menor que la densidad que las partículas pesadas. El material más ligero flotará mientras que el material más pesado se depositara (Burroughs, 1991).

Subba (2016) indica que este proceso toma como límite de tamaños de partículas que van desde 8 pulgadas a 6 mm. Es ideal para la separación de minerales donde la diferencia de gravedad específica es mínima ( $< 0.1$ ). En la práctica se utilizan líquidos pesados como Benceno, Tetracloruro de carbono, Pentacloroetano, Bromuro de metileno, Bromoformo, Tetrabromoetano, Yoduro de metileno, solución Clerici, soluciones de sales de calcio o zinc. La mayoría de estos líquidos son caros o tóxicos, actualmente se utilizan pulpas donde los sólidos en suspensión deben de tener una densidad alta, ser químicamente estables, fácilmente recuperables y las partículas no deber se porosas o tener grietas.

Algunos de los sólidos empleados en la industria son esquistos, barita, magnetita, galena y ferrosilicio molidos a - 65 mallas. La separación en un medio denso es aplicable para cualquier mineral en los últimos años sea utilizado para lavar carbón y para la pre-concentración de menas metálicas asociados a rocas livianas como silicatos y carbonatos.

De acuerdo con Wills y Finch (2016) este proceso permite un alto grado de eficiencia pero es bastante costoso porque el equipo auxiliar para lavar el mineral concentrado, costo de la producción medio y los costos para reciclar el medio denso. La magnetita finamente molida es el medio elegido para la limpieza del carbón, su tamaño proporciona una buena estabilidad de la pulpa y sus propiedades magnéticas facilitan su recuperación.

El sólido utilizado para formar un medio denso depende del material a separar. Para el carbón son utilizados minerales como la magnetita y barita, la densidad media debe ser menor que la densidad de la ceniza. Para la separación de minerales metálicos, se han utilizado ferrosilicio

y galena; el ferrosilicio se ha usado para separaciones con una gravedad específica hasta de 3.2. El requisito principal para seleccionar un medio para una operación específica es su capacidad de separarse de los productos (Subasinghe, 2011).

### **Circuitos DMS.**

Un circuito de separación en un medio denso se compone de diferentes etapas independiente del material que se procesa. Las etapas de un circuito DMS son preparación del alimento, separación en medio denso, eliminación del medio de los productos, recuperación y reciclaje del medio. A pesar que el equipo de separación DMS es el elemento más importante en el circuito, es solo una parte del circuito. Se requiere de otros equipos para preparar el alimento y para recuperar, limpiar y recircular el medio.

En un circuito DMS el medio denso se mezcla con el mineral antes de ingresar al separador; las partículas pesadas y ligeras son recuperadas; cada uno pasa a un circuito de recuperación del medio, en cada caso el sistema de recuperación es el mismo. En la Figura 4.1-33 se muestra un circuito genérico DMS y en la Figura 4.1-34 un circuito DMS para el lavado de carbón.

Regularmente cada producto se alimenta a un filtro y entra a un ciclo de enjuague. La mayor parte del medio se drena de las partículas en una criba. Este medio drenado no se encuentra diluido y puede reciclarse directamente. En la etapa de enjuague se utilizan aspersores de agua para eliminar cualquier medio adherido, el medio diluido se trata en un ciclo de separación donde se busca extraer las partículas de magnetita o ferrosilicio, primero ingresando a un hidrociclón y posteriormente a un separador magnético. El producto magnético recuperado se almacena en tanques para la fabricación de una mayor cantidad del medio adicionando cantidades controladas de agua.

**Preparación de la alimentación.** El carbón o mineral se prepara mediante cribado húmedo con el propósito de preparar el tamaño de partículas que sea aceptable con el equipo de separación DMS y eliminar las partículas finas que de otra manera contaminarán el medio y reducirán su gravedad específica y aumentar su viscosidad.

**Separación en un medio denso.** Para esta operación se ha empleado diferentes separadores como lo son conos, tambores, recipientes rectangulares e hidrociclones. La elección del separador está relacionada con las características de la alimentación, el medio a utilizar y su estabilidad de la gravedad específica y las características operativas del proyecto.

**Eliminación del medio de los productos.** La porción de recuperación de una planta DMS consta de dos circuitos: el medio circulante y el medio diluido. Las partículas pesadas y ligeras fluyen desde los separadores DMS, cada producto se dirige a cribas vibratorias equipadas con aberturas finas para permitir que se drene el medio. La segunda porción de la criba se equipa con rociadores de agua para enjuagar las partículas. Los sólidos limpios se descargan desde la criba para su posterior tratamiento o eliminación.

**Recuperación y reciclaje del medio.** Regularmente el medio diluido se bombea a una etapa de separación magnética en húmedo para recuperar la magnetita o el ferrosilicio generalmente se emplan dos etapas para maximizar la recuperación. Cuando se emplean medios con una gravedad específica alta se utilizan concentradores en espiral para espesar el medio y después emplear una separación magnética. Las pérdidas del medio durante el procesamiento están en el rango de 0.1 a 0.5 kilogramos por toneladas tratada.

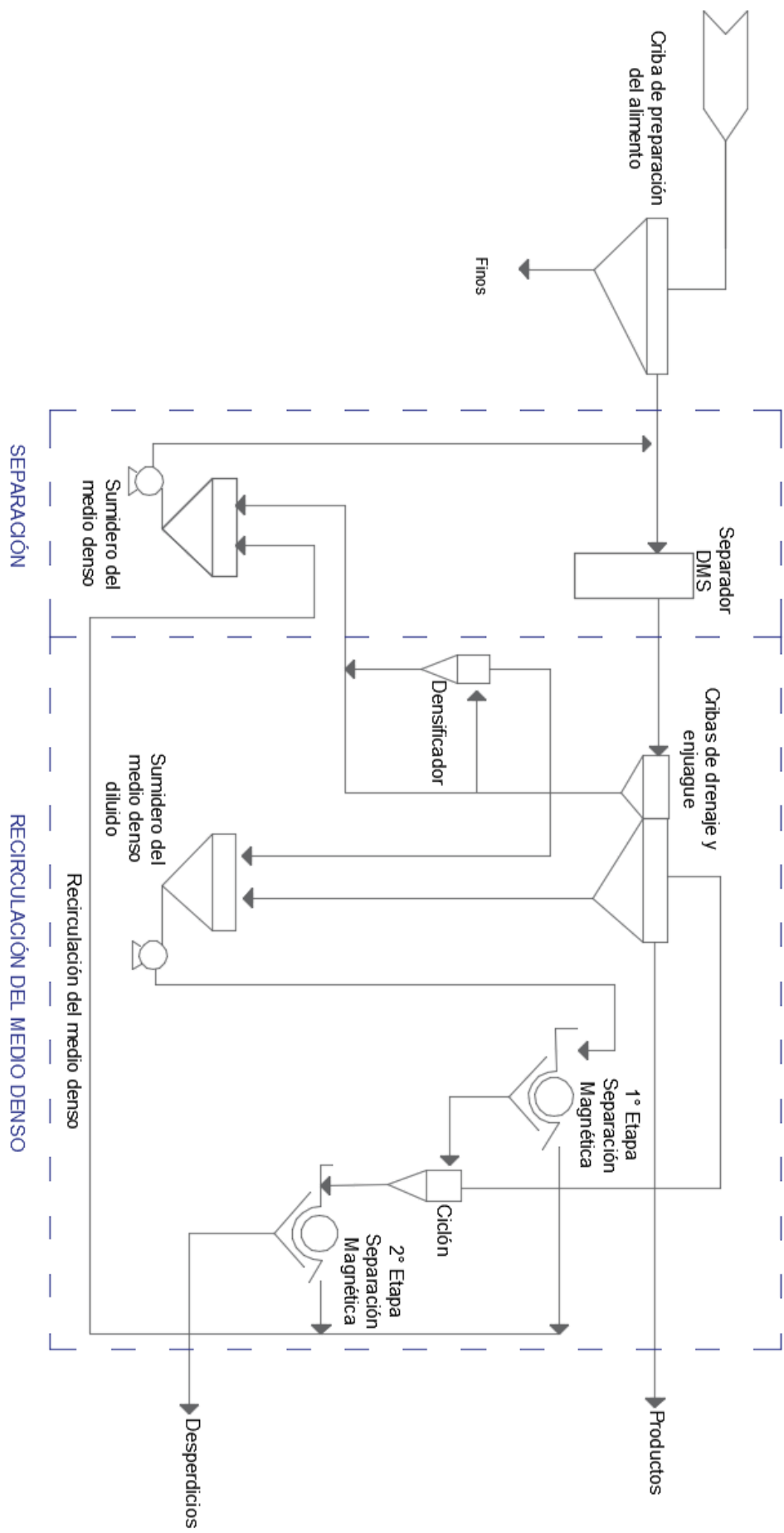


Figura 4.1-33 Circuito genérico DMS. Dumme, Kawatra & Young (2019).

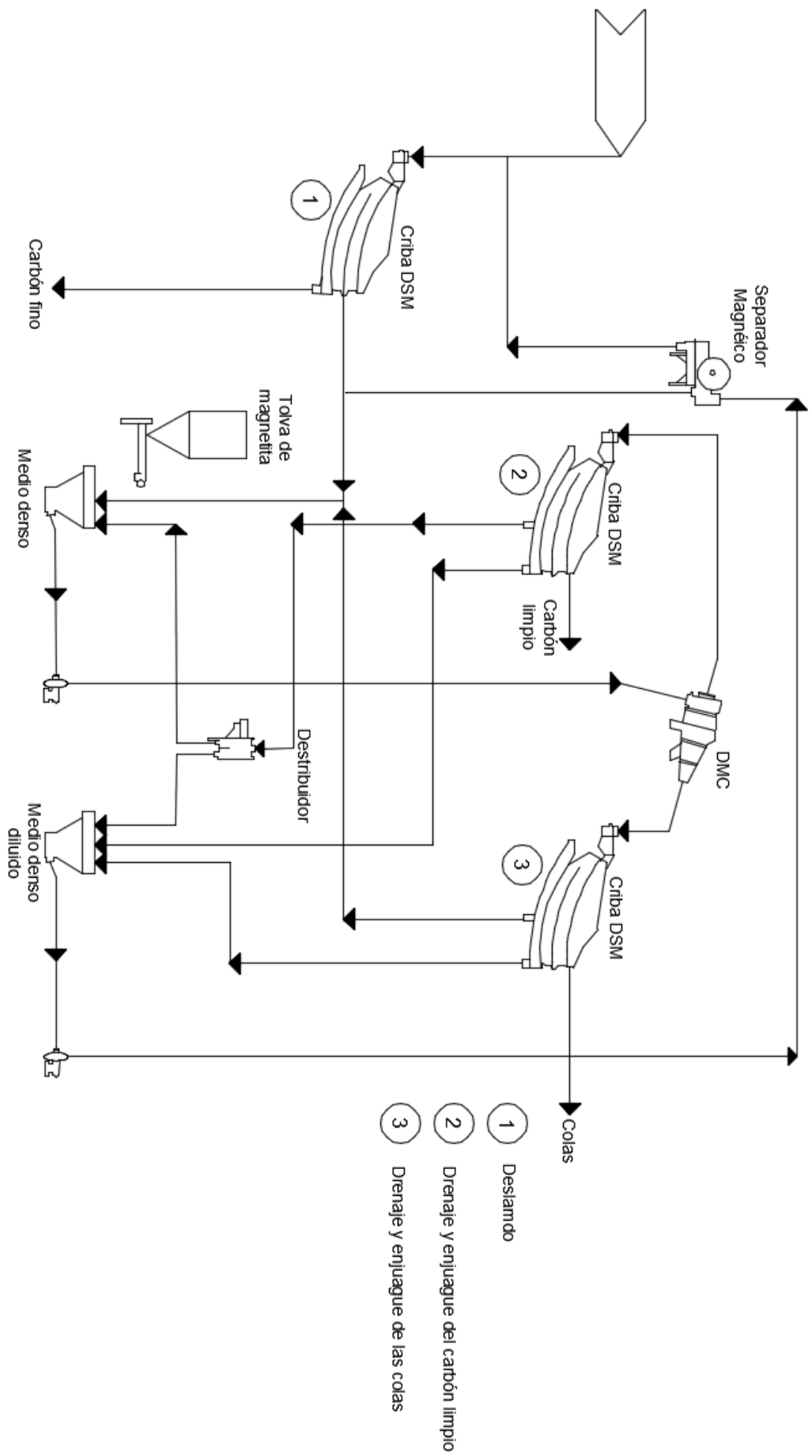


Figura 4.1.34 Circuito DMS para el lavado de carbón. Bise (2013).

Los equipos de separación DMS se pueden clasificar en dos grandes categorías. Primer lugar, se encuentran los separadores estáticos, en donde la separación se lleva a cabo mediante un proceso de sedimentación, este proceso se emplea para separar tamaños de partículas gruesas. En segundo lugar, se encuentran los separadores dinámicos los cuales se emplea para la separación de partículas finas utilizando fuerzas centrífugas. Los hidrociclones DMS son los más comunes en la industria.

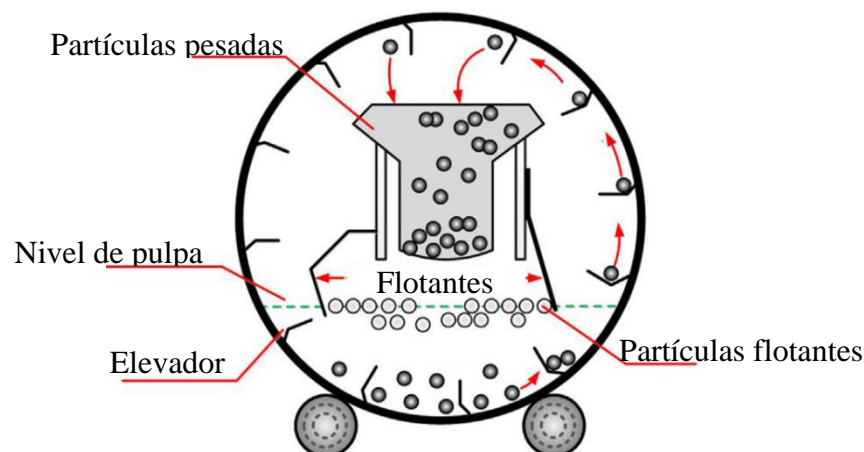
Actualmente la implementación de separadores estáticos para tratar gruesos ha cambiado, es común encontrar plantas que implemente hidrociclones de mayor diámetro para tratar material grueso. El carbón fino (0.5 – 3 mm) es tratado en hidrociclones DMS, hidrociclones de agua solamente, mientras que el carbón ultra fino se recupera por flotación.

### **Separadores estáticos.**

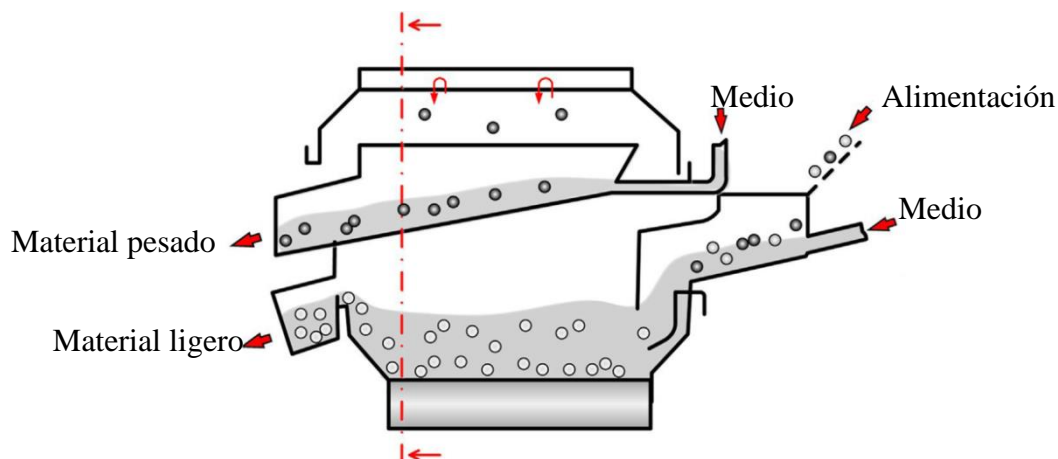
Los separadores estáticos comprenden de un recipiente en el que se introduce la alimentación y el medio de separación. Las partículas que flotan son eliminadas por medio de paletas o simplemente por su desbordamiento. La recuperación de las partículas que se hunden de acuerdo a las características de la pulpa o del medio se descarga. El objetivo es recuperar las partículas sin eliminar la mayor cantidad del medio.

Estos equipos son adecuados para tratar alimentos con diámetro hasta de 5 mm. Los tambores Wemco y los separadores rectangulares se utilizan en la industria del carbón y minerales industriales debido a sus grandes capacidades.

**Tambor Wemco.** La separación se logra mediante la eliminación continua del producto del lavado a través de la acción de elevadores fijados en el interior del tambor giratorio. Los elevadores recogen sólidos durante la operación cuando llegan al fondo del tambor (Figura 4.1-35 y 4.1-36). El producto que flota se desborda por un vertedero y fluye hacia un segundo compartimiento donde se recupera el medio denso (Wills y Finch, 2016).

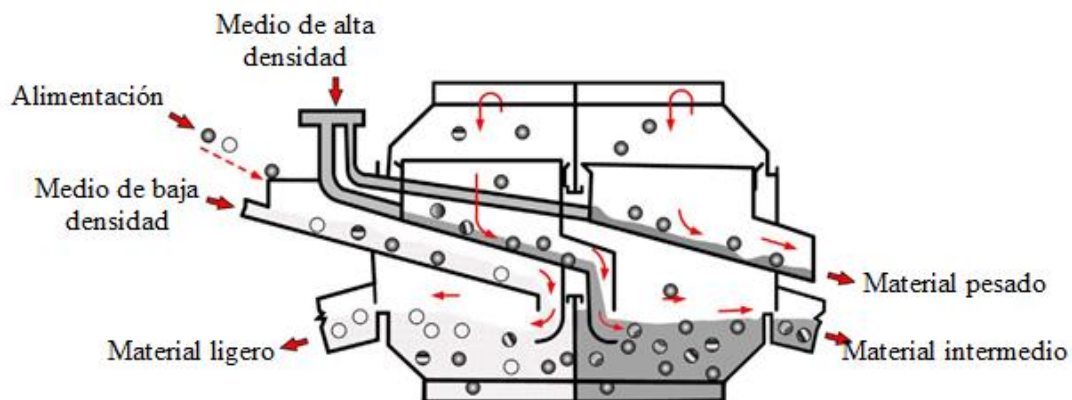


**Figura 4. 1-35** Funcionamiento de un tambor Wemco. Adaptado de Wills y Finch (2016).



**Figura 4. 1-36** Esquema del tambor separador. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Cuando el tratamiento en un medio denso de una sola etapa no puede producir la recuperación deseada, la separación en dos etapas se puede lograr con un tambor de dos compartimientos. Para estas operaciones se utiliza un doble tambor donde se produce tres productos, utilizando dos medios de diferentes densidades. El primer compartimiento utiliza un medio de baja densidad y el segundo compartimiento emplea un medio de alta densidad (Figura 4.1-37). De esta manera se pueden separar partículas de baja densidad, partículas de alta densidad y partículas intermedias.



**Figura 4. 1-37** Esquema del tambor de dos compartimientos. Adaptado de Wills y Finch (2016).

En el Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 18 se muestran las características de estos concentradores.

**Separadores rectangulares.** El material ingresa al recipiente rectangular desde un extremo y se sumerge en el medio denso, ver Figura 4.1-38. Las partículas pesadas se depositan en el fondo del recipiente y son eliminadas por un sistema de rastrillos. Las partículas ligeras flotan y se desborda por un vertedero. Posteriormente se enjuagan las partículas ligeras para recuperar el medio denso en un contenedor de purga. Estos equipos son utilizados para tratar partículas de carbón que oscilan entre 6 y 200 mm. Las capacidades de estos equipos han desplazado a los conos separadores Wemco, la longitud de un separador rectangular es de 3 a



8 metros con capacidades hasta de 650 toneladas por hora (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 19).

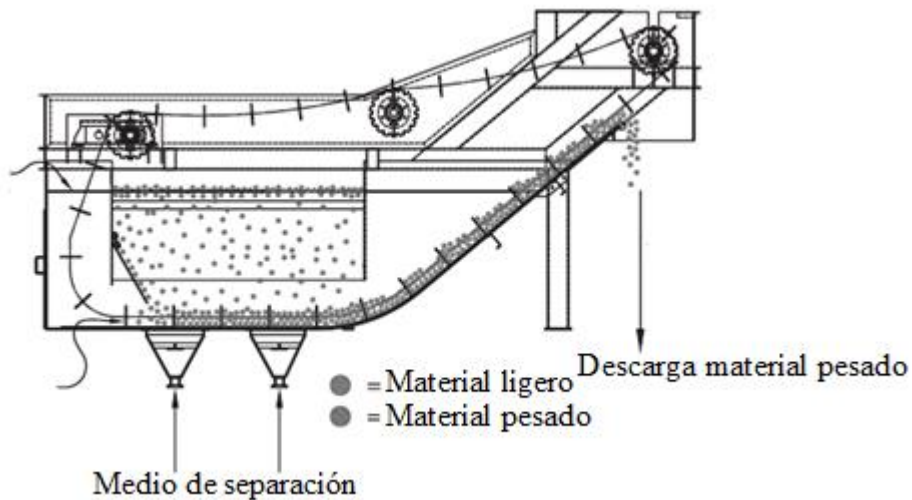


Figura 4. 1-38 Separador rectangular. Adaptado de Bise (2013).

### Separadores dinámicos.

Estos equipos proporcionan una alta fuerza centrífuga y requieren una baja viscosidad en el medio denso permitiendo la separación de partículas finas. Estos equipos disminuyen la necesidad de la flotación de carbón fino. (Wills y Finch, 2016).

**Hidrociclones de medio denso (DMC).** Su principio de funcionamiento es similar al de los hidrociclones convencionales únicamente que estos operan de manera inclinada aproximadamente  $10^\circ$  respecto a la horizontal (Figura 4.1-39). Estos hidrociclones pueden tratar minerales y carbón con un rango de tamaño de  $40 - 0.5$  mm. La alimentación se suspende en el medio y se introducen tangencialmente al hidrociclón a través de una bomba, al ingresar la energía de presión en el fluido se convierte en una fuerza, el material denso se centrifuga en la pared del hidrociclón y sale por el ápex. El material ligero “flota” hacia el flujo vertical alrededor del eje y sale a través del vortex (Ver, Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 20).

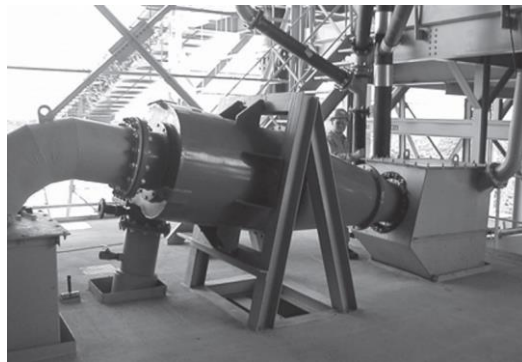
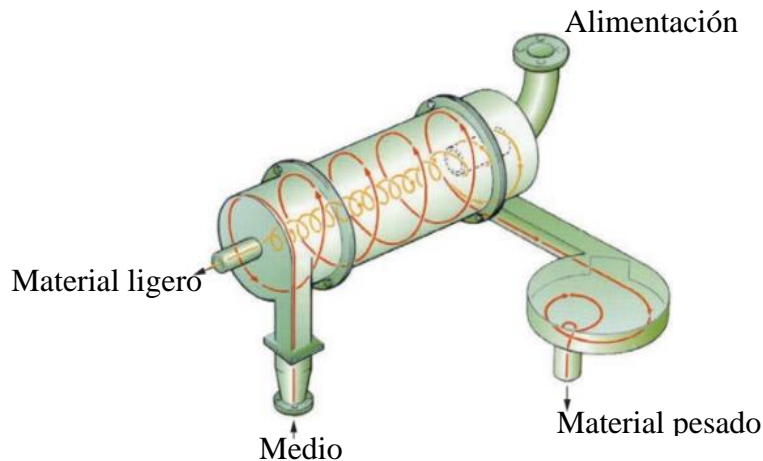


Figura 4. 1-39 Hidrociclones de medio denso. Adaptado de Bise (2013).

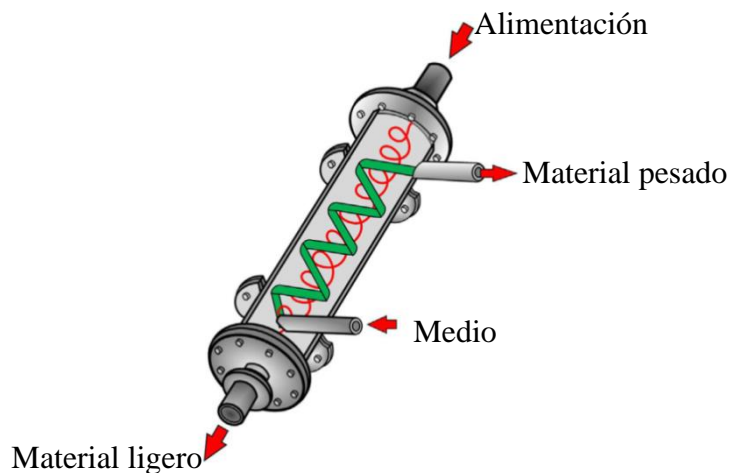
**Larcodems.** Consiste en una cámara cilíndrica que está inclinada aproximadamente  $30^\circ$  respecto a la horizontal. La alimentación se introduce de manera tangencial en el extremo inferior, en el extremo superior del cilindro se tiene una salida tangencial conectada a un vortex extractor. Este equipo es ideal para tratar carbón con un tamaño de 100 mm a 0.5 mm, el carbón limpio se descarga a través de un ducto inferior.

Mientras que las partículas de alta densidad pasan a la pared del separador. El material ligero se elimina a través de la salida superior (Figura 4.1-40).



**Figura 4. 1-40** Funcionamiento Larcodems. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

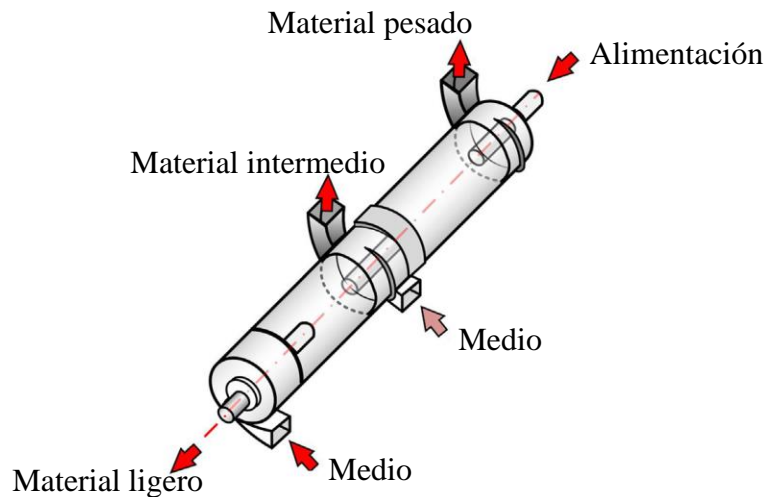
**Separador Dyna Whirlpool.** Es un recipiente similar al Larcodems, el medio denso y los sólidos se introducen por separado. El cilindro tiene una longitud determinada con una sección de entrada y una salida tangencial en los extremos. La unidad opera en una posición inclinada y el medio denso se bombea bajo presión en el extremo inferior, mientras que la alimentación se ingresa el tubo superior con una pequeña cantidad del medio, son capaces de operar con rangos de tamaños que van de 30 a 0.5 mm (Figura 4.1-41).



**Figura 4. 1-41** Funcionamiento Separador Dyna Whirlpool. Adaptado de Wills y Finch (2016).

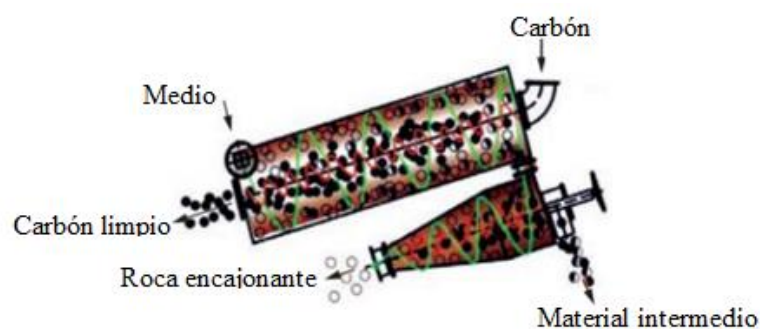
El material que flota en el medio pasa por el vortex y no hace contacto con las paredes exteriores de la unidad para su descarga en el tubo inferior. Las partículas pesadas ingresan al medio ascendente en las paredes del cilindro y se descargan casi de inmediato por el tubo superior.

**Separador Tri-Flo.** Estos separadores se pueden considerar como dos separadores Dyna Whirlpool unidos en series (Figura 4.1-42). El separador Tri-Flo puede funcionar con dos medios de diferente densidad para proporcionar diferentes productos.



**Figura 4. 1-42** Funcionamiento Separador Tri -Flo. Adaptado de Wills y Finch (2016).

**Hidrociclones de medio denso de tres productos.** Consiste en un recipiente de medio denso cilíndrico como el separador Dyna Whirlpool unido a un hidrociclón de medio denso, bajo esta unión se conecta el material denso rechazado de la primera unidad cilíndrica. El principal proveedor es Haiwang Technology Group y son aplicados para la separación de carbón y el lavado de finos (Figura 4.1-43).

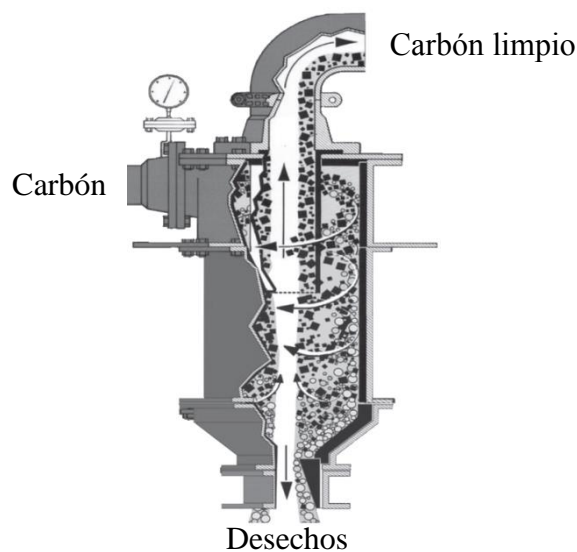


**Figura 4. 1-43** Funcionamiento de un hidrociclón de tres productos. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

**Hidrociclones solo agua.** Es utilizado como un hidrociclón de medio denso para tratar partículas con un rango de partículas de 0.1 – 4 mm son procesadas técnicamente a base de agua. Otorgando una forma especial al cono y a la parte cilíndrica se afecta la separación de partículas en función de la gravedad específica utilizando agua. De esta manera el hidrociclón solo de agua es de una dimensión mayor que los hidrociclones de clasificación o uno de medio denso. Emplea un vortex largo que se extiende hasta la parte superior de la sección cónica y la sección cónica tiene un ángulo amplio (Figura 4.1-44).

Para un correcto funcionamiento se requiere una densidad de pulpa con un 10 % al 15 % de sólidos en peso y opera a presiones de 15 – 20 psi. Las aplicaciones más comunes son la reducción de pirita a partir de carbón crudo con alto contenido de azufre y la limpieza de carbón fino (Material Digital 3.- Subcarpeta 3.1 - Material 21).

Cuando la pulpa ingresa al cuerpo del hidrociclón, el agua adopta una trayectoria de remolino que proporciona un patrón de flujo típico en espiral. Cuando la espiral exterior (que contiene las partículas pesadas) toca el fondo cónico, el movimiento de las partículas se detiene repentinamente. Dando como resultado una acumulación de las partículas en la región cónica formando un medio denso autógeno a través de la cual las partículas pesadas tienden a ingresar a la descarga. Las partículas finas que no ingresan en el medio denso, fluyen hacia el derrame. De esta manera la separación, se realiza tomando como base la gravedad específica en lugar del tamaño de partícula.



**Figura 4. 1-44** Hidrociclones solo agua. Adaptado de Klima et al. (2012).

### 4.1.3 SELECCIÓN DE CONCENTRADORES GRAVIMÉTRICOS

En la concentración gravimétrica existe una amplia gama de equipos disponibles en el mercado que tienen diferentes características de operación. Es fundamental que el ingeniero encargado del procesamiento del mineral conozca los principios de operación de cada equipo y el alcance de cada uno de ellos para elegir el equipo que sea apropiado para los requisitos de la planta.

Burt (1986) indica que los factores a evaluar para la selección de equipos son el tamaño de adecuado de la alimentación, tarea que de cumplir el equipo, requerimientos de la operación, rendimiento requerido, eficiencia esperada, costos de inversión y operativos del equipo. Es importante considerar que algunos equipos solo son fabricados por algunos proveedores por lo tanto se debe pensar en el soporte técnico que demanda estos equipos.

**Rango de tamaño adecuado de la alimentación.** El rango de tamaños a los cuales se puede aplicar la concentración gravimétrica es mayor por el desarrollo tecnológico de los concentradores centrífugos. A diferencia de los otros métodos de concentración se pueden concentrar diferentes tamaños de liberación obteniendo una eficiencia alta. Algunos equipos pueden concentrar partículas gruesas hasta de 100 mm y concentrar partículas finas de  $3\mu m$ . En la Figura 4.1-45 se muestra en rango de tamaños de alimentación adecuados para los diferentes concentradores gravimétricos.

Cuando se trata de los separadores DMS el tamaño de partículas está limitado por dos factores principales: el tamaño de liberación y la capacidad practica del equipo para manejar las partículas que se alimentaran. Los hidrociclones de medio denso el tamaño de partícula determina el diámetro de la abertura de entrada del hidrociclón.

Symons (1986) propone los rangos típicos de los tamaños máximos de partículas en la alimentación y el diámetro del hidrociclón, ver Tabla 4.1-2.

**Tabla 4. 1-2**  
Diámetro de hidrociclones en relación con el tamaño de partícula.

Tamaño máximo de partícula, pulgadas.	Diámetro aproximado del hidrociclón, pulgadas.
0.75	14
1	20
1.5	24
1.75	28
2	30

Adaptado de Anderson y Mular (1986).

**Aplicación.** La concentración gravimétrica se aplica ampliamente en el procesamiento diversos minerales. De esta manera existen cuatro aplicaciones principales lavado de carbón, tratamiento de depósitos de placer, tratamiento de minerales industriales, procesamiento de minerales y metales libres. En la Figura 4.1-46 se clasifican los concentradores gravimétricos en función de su aplicación en la industria.

**Requerimientos de proceso.** El objetivo principal de los concentradores es separar la mena de la ganga, pero ningún proceso es capaz de lograr una separación completa en un solo paso. Los equipos de concentración gravimétrica no son una excepción a esta regla y regularmente se requiere más de una etapa de concentración, en algunos casos el producto es un pre-concentrado, un concentrado o simplemente se realiza el lavado del material.

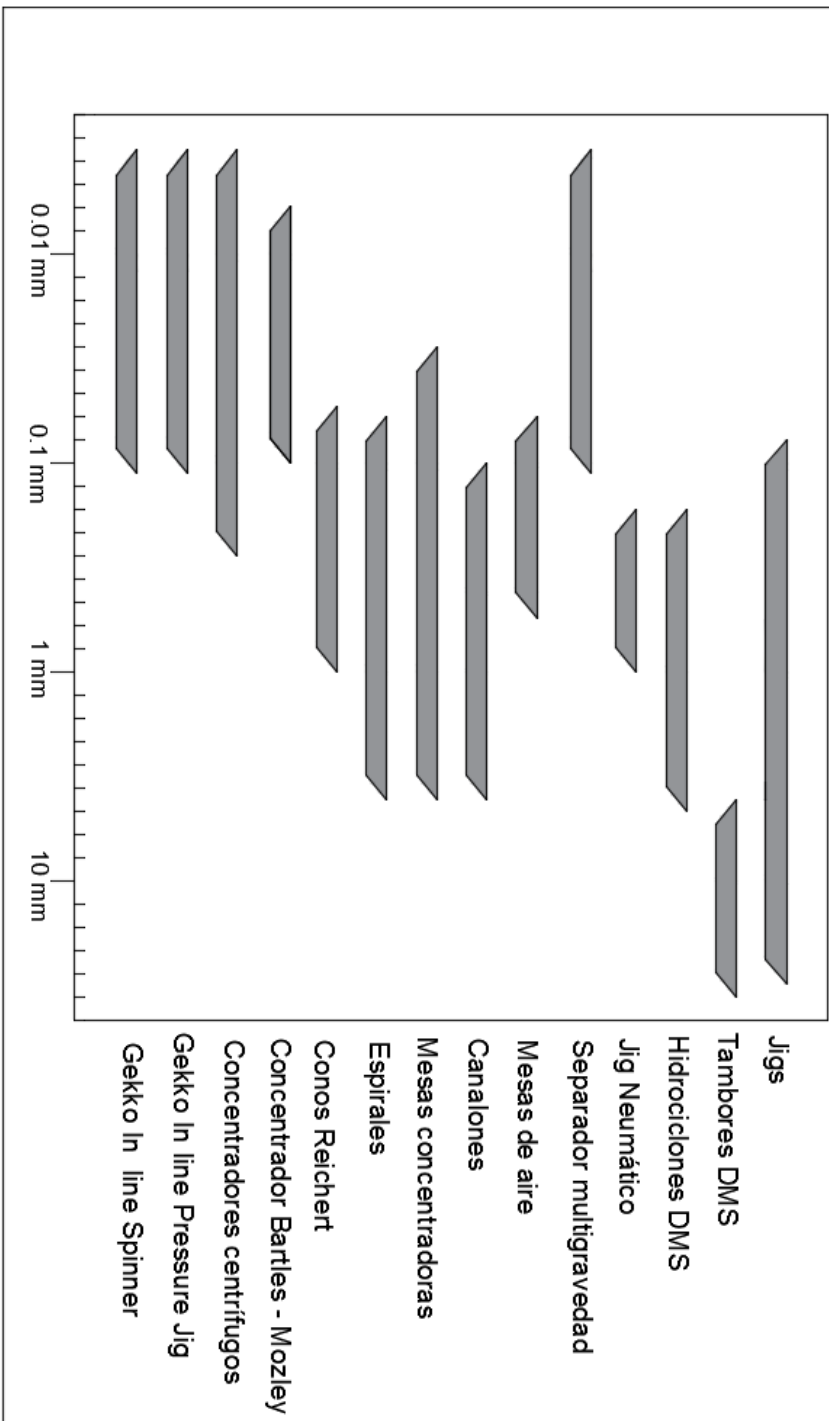
**Rendimiento.** La capacidad que pueden manejar los equipos de concentración gravimétricas es enorme. Algunos equipos se fabrican solo en una variedad de tamaño adecuado solo para algunas capacidades de esta manera cuando se trata de altos rendimientos se requieren de múltiples unidades. En la Figura 4.1-47 se muestra las capacidades promedio de los diferentes equipos.

**Eficiencia.** Se mide la eficiencia de separación para indicar, si se llevara a cabo una concentración primaria o hasta una segunda fase. Solo algunos equipos tienen una eficiencia alta como el caso de los concentradores centrífugos y los separados DMS. Una medida real de la eficiencia de separación se logra generando curvas de Tromp y definir las medidas de eficiencia.

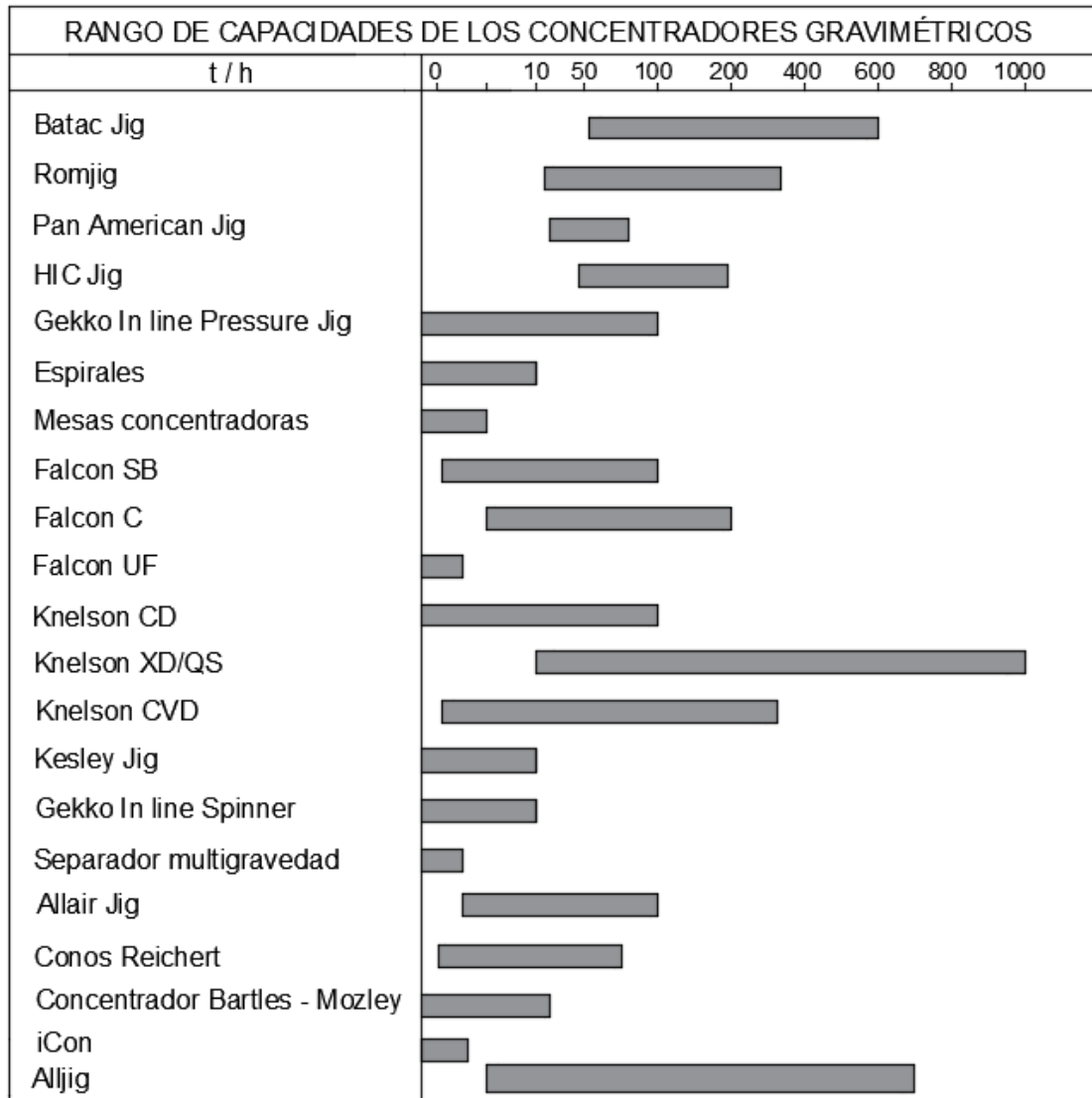
**Costos.** Los costos de los equipos se rigen por la inflación y variables del mercado. Los concentradores centrífugos en comparación con los jigs, mesas de concentración y espirales tienen un mayor costo debido a su construcción. Cuando se trata de la selección de un equipo es importante considerar la eficiencia en primer lugar que el costo del equipo.

Los costos operativos como el consumo de agua, bombeo, consumo de energía eléctrica y el costo de los equipos auxiliares (cribas, alimentadores, bandas transportadoras y separadores magnéticos) deben considerarse al seleccionar un concentrador. La correcta selección de equipo representa solo un porcentaje del rendimiento total de la planta.

**RANGOS EFECTIVOS DE TAMAÑO DE ALIMENTACIÓN PARA DIFERENTES  
CONCENTRADORES GRAVIMÉTRICOS Y SEPARADORES DMS**



**Figura 4.1-45.** Rango efectivo de alimentación para diferentes concentradores gravimétricos y separadores DMS. Adaptado de Dunne, Kawata & Young (2019).



**Figura 4. 1-46** Rango de capacidades de los concentradores gravimétricos. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).



APLICABILIDAD DE LOS DIFERENTES CONCENTRADORES GRAVIMÉTRICOS Y SEPARADORES DMS

Tamaño de la partícula recomendado para garantizar una operación eficiente

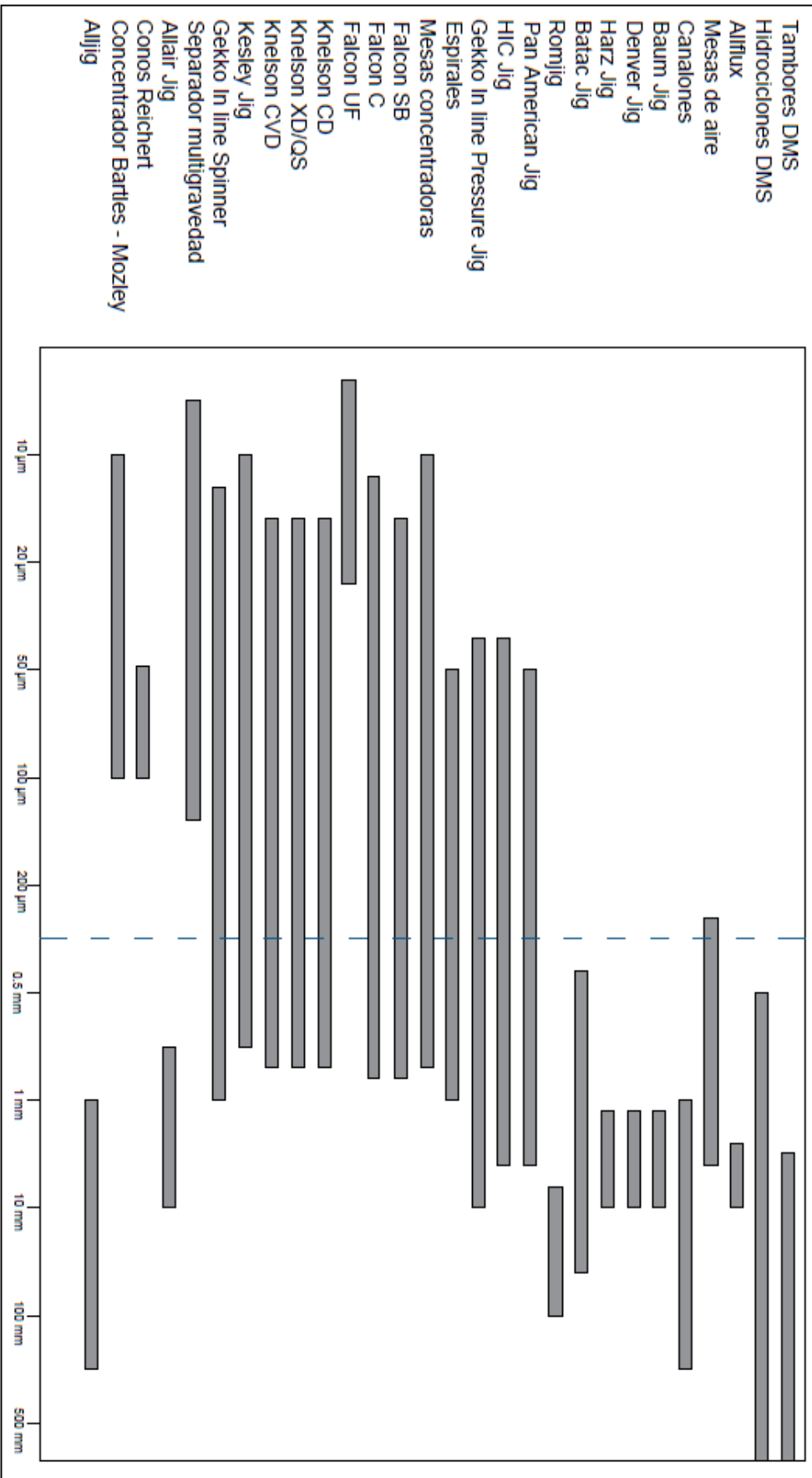


Figura 4.1-47. Aplicabilidad de los diferentes concentradores gravimétricos y separadores DMS. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

#### 4.1.4 CIRCUITOS BÁSICOS

Los concentradores gravimétricos y los separadores DMS pueden operar en circuitos paralelos o en serie de acuerdo a la capacidad o calidad del concentrado deseada. Burt (1986) define estos dos circuitos:

**Circuitos en serie.** La alimentación recorre etapas sucesivas sin ser clasificada, cada una produce un concentrado, colas e intermedios. La eliminación de las colas del circuito reduce la alimentación de la siguiente etapa (ver Figura 4.1-48).

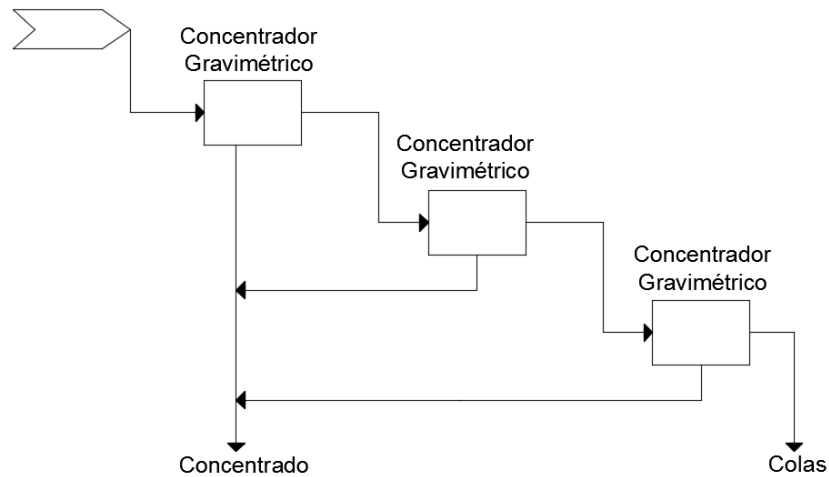


Figura 4. 1-48 Circuitos en serie concentradores gravimétricos. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

**Circuitos paralelos.** Tratan el alimento en múltiples unidades que producen concentrados, colas y productos intermedios en una etapa. En estos circuitos es necesario garantizar la eficiencia de la preparación del alimento para obtener un producto terminado (Figura 4.1-49). Estos dos tipos de circuitos en la mayoría de las operaciones se combinan.

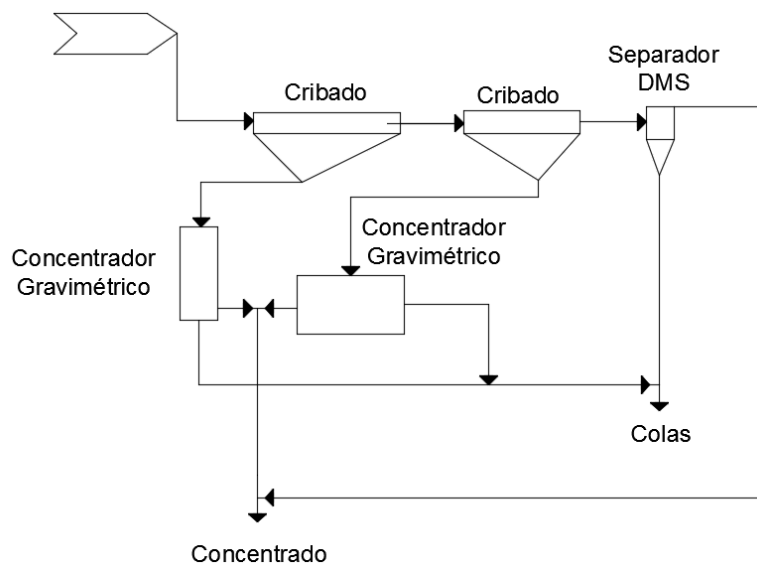


Figura 4. 1-49 Circuitos paralelo de concentradores gravimétricos. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

#### 4.1.5 CASO DE ESTUDIO: PROYECTO BOLIDEN MINERAL AB, SUECIA (1986).

De acuerdo con Broman et al. (1986) indican que esta empresa extrae sulfuros complejos. Donde el oro constituye una parte considerable del valor de las reservas. En su operación el oro es recuperado como un subproducto y mediante flotación se concentra cobre, plomo y plata.

El contenido de oro en los minerales de Boliden Mineral está formado de aleaciones con los elementos plata y mercurio solo una pequeña parte se encuentra libre. La estructura mineralógica es potencial para llevar a cabo una concentración gravimétrica. Esto se debe a que el oro contenido en los minerales está vinculado a sulfuros y se encuentra en granos con tamaños menores a 30  $\mu\text{m}$ . Solo esta parte de Au se recupera por flotación, representado mayor en los concentrados de Cu y Pb.

El contenido Au en partículas mayores a 30  $\mu\text{m}$ , se encuentra en la ganga. La posibilidad de recuperar el contenido de Au de las colas de la flotación se trató mediante concentradores gravimétricos debido a que no se tenía la posibilidad de moler el mineral más fino. El primer paso para aplicar una concentración gravimétrica fue el conocimiento de la densidad o gravedad específica de los minerales complejos en el yacimiento:

- Electrum con una densidad de 19.3 g /cc.
- Calcopirita, galena, esfalerita, pirita y tetraedrita con una densidad de 7.6 g /cc.
- Ganga con una densidad de 2.5 a 3.3 g /cc.

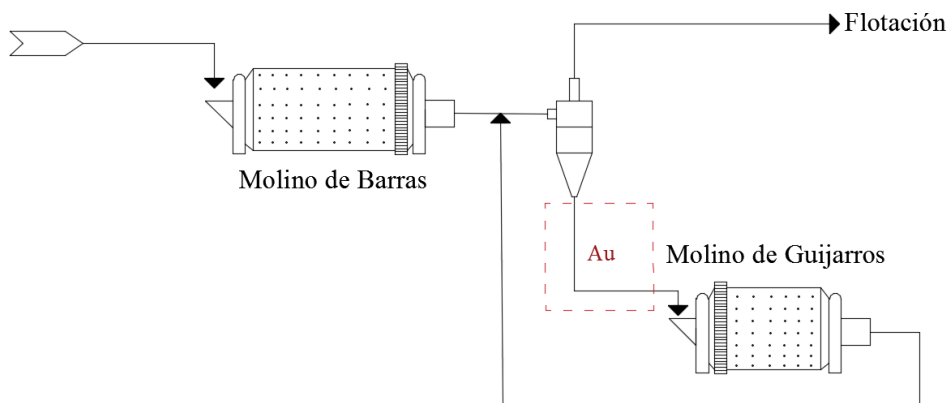
Estos minerales se pueden dividir en tres grupos: minerales auríferos, sulfuros y gangas. Ante esto los dos principales rumbos para la separación primero los sulfuros de la ganga y en segundo lugar minerales auríferos y otros minerales.

La separación por gravedad de los sulfuros apenas es aplicable en los minerales complejos, debido a la reducción de tamaño requerida en la molienda para garantizar una separación eficiente. Por lo tanto, la separación se centra en los minerales de oro de alta densidad como complemento del proceso de flotación para aumentar la recuperación de metales preciosos.

Durante la molienda de los sulfuros complejos, en dos etapas una molienda primaria de barras y un molino secundario de guijarros. La clasificación se lleva a cabo en un hidrociclón formando un circuito cerrado. Durante el proceso de molienda, los minerales de oro u oro libre, tienden a acumularse en etapas de molienda secundaria por dos razones:

- Los minerales de oro tienen una densidad más alta que los otros materiales que se alimentan al molino; en consecuencia, en el hidrociclón fluyen hacia la descarga en mayor medida.
- Los minerales y partículas de oro tienen menor capacidad de ser molidos debido a su maleabilidad.

Cuando se realiza el muestreo en la carga circulante se identifica la acumulación de minerales y partículas de oro en la alimentación del molino de guijarros (Figura 4.1-50).

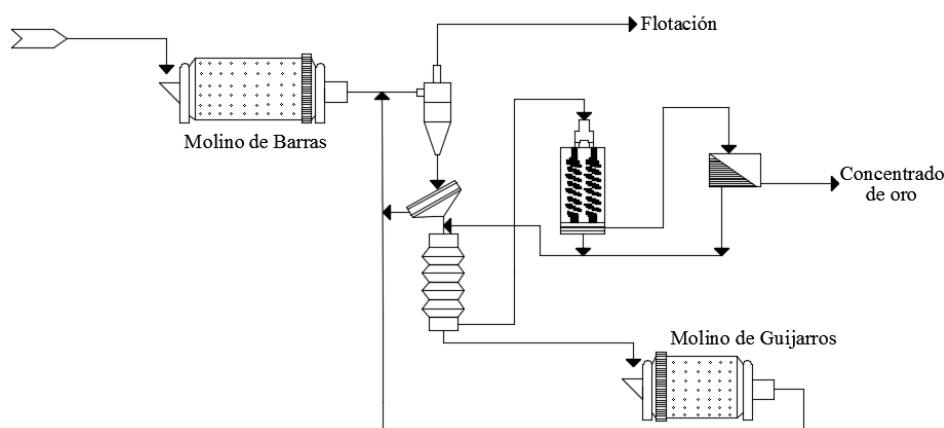


**Figura 4. 1-50** Concentración de oro en los circuitos de molienda. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

Para recuperar los valores de oro en la planta de beneficio se instaló un proceso de flotación y una etapa de concentración gravimétrica. Cuando se realiza este arreglo en el procesamiento en la planta de flotación se ubicó aguas abajo del proceso de concentración gravimétrica. Es importante identificar para un arreglo así:

- La descarga del hidrociclón tiene un contenido alto de metales pesados, debido a la acumulación.
- Los tamaños de partículas de oro son adecuados para llevar a cabo una concentración gravimétrica
- La densidad de la pulpa es alta y estable.

Se decidió construir una planta operativa para la separación de las partículas de oro del circuito de molienda mediante concentradores gravimétricos. La planta concentradora se muestra en la Figura 4.1-51. Donde la descarga del hidrociclón alimenta a un cono Reichert, donde se extrae un pre-concentrado y se trata en dos espirales triples. El concentrado final se produce en una mesa Wilfley.

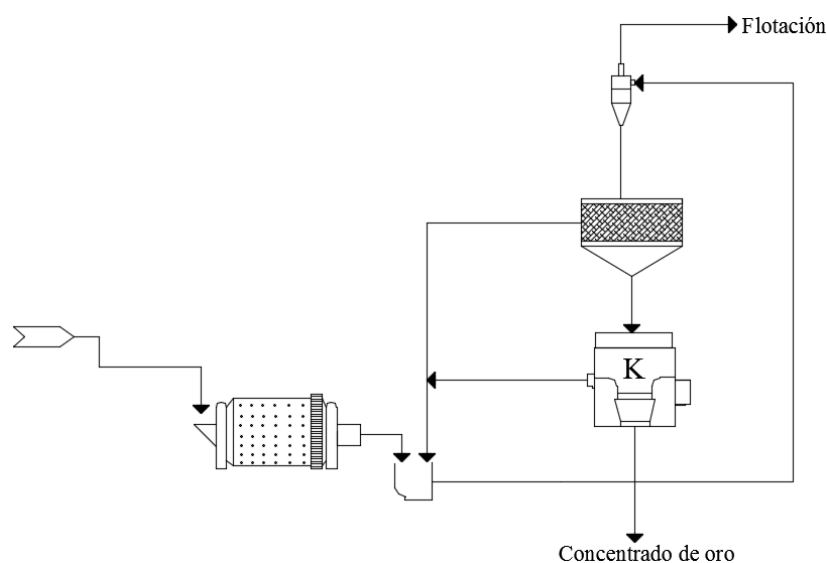


**Figura 4. 1-51** Circuito propuesto por Boliden Mineral AB. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

El circuito gravimétrico se instala a un lado del circuito de molienda. Para reducir el número de etapas de bombeo y la instalación del hidrociclón en la parte superior, lo cual permite el flujo por gravedad a través de la criba y luego al molino. Después de la instalación del circuito de concentración gravimétrica en los primeros seis meses aumentando la producción de 1.62 a 1.82 kg de oro por cada mil toneladas procesadas.

En la actualidad la recuperación de oro mediante la aplicación de concentradores centrífugos complementa a los procesos de cianuración o flotación, aumentando la recuperación general de oro entre 1-10 %. Además, en los circuitos de flotación se realiza un pago más alto por el oro doré que por el oro enviado a un concentrado en la fundición. Esto es común en procesos de flotación para optimizar la recuperación de metales base mediante flotación y oro libre como un subproducto. En México en minera Tizapa perteneciente a Industrias Peñoles donde se explota un depósito VMS y se beneficia un sulfuro masivo (Cu, Pb, Zn) con valores de Au y Ag la instalación de un concentrador Knelson resultó en un aumento neto en la recuperación de oro mayor al 10 % (Adams M. D., 2016).

La instalación de un concentrador Knelson puede ser de manera convencional en un circuito de molienda cerrado aguas abajo, ver Figura 4.1-52 (Knelson, Semi-Continuous Knelson Concentrators).



**Figura 4. 1-52** Circuito típico de un concentrador Knelson (Knelson, Semi – Continuous Knelson Concentrators).

El Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica se pueden consultar casos de estudio para comprender el papel fundamental de los equipos de concentración gravimétrica en la industria minera.

Material 22. Kesley Centrifugal Jig Implementation at Namakwa Sands for Zircon Recovery from Quartz Rejects – Westhuyzen, Jones y Malonde.

Material 23. Spiral and Reichert cone circuits - Ferree T.

Material 24. The Impact of Gravity Gold Recovery at Kalgoorlie Consolidated Gold Mines – Giblett, Hillier, Parker y Ramsell.

Material 25. Centrifugal Concentration and Separation of Precious Metals - Knelson B.

Material 26. Incremento de la Recuperación de Oro en el Concentrado de Plomo mediante la Optimización de los Concentradores Gravimétricos Knelson – Santana, Carrillo, Quintero y Bravo.

## REFERENCIAS

- Adams M. D. (2016). Gold Ore Processing (pp. 303). 2a ed. Elsevier. B. V.
- Allmineral. Advanced Beneficiation Technique for DRI, Sinter and Pellet Feed.
- Aplan F. (2003). Gravity Concentration. En Fuerstenau Maurice C. y Han K. (Eds.). Principles of Mineral Processing (pp. 185 - 217). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Aplan F.(1985). Heavy Media Separations. En Weiss N. L. (Ed.), Mineral Processing Handbook (pp. 4-3 – 4-13). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc, AIME.
- Bise C. (2013). Modern American Coal Mining, Methods and Applications (pp. 257 - 264). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME)
- Broman P., Sandström E, y Söderberg L. (1986). Gravity Concentration of Gold from Complex Sulfide Ores within Bolidem Mineral AB. En Mular A. L. y Anderson M. A. (Eds.) Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 194 – 205). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Burroughs C. (1991). Materials Beneficiation (pp. 148-175). Springer- Verlag.
- Burt O. (1986) Selection of Gravity Concentration Equipment. En Mular A. L. y Anderson M. A. (Eds.) Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 194 – 205). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Dunne R., Honaker R. y Giblett. (2019). Gravity Concentration. En Dunne R., Kawatra K. & Young C. (Eds.), Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 787 -810). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- EIMCO Process Equipment y Wemco HMS Systems (1996). Heavy Media Separation.
- Ferree T. (1989). Spirals and Reichert Cone Circuits. Mineral Processing. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 22](#)).
- Futura Technologies S.A.C. iCon Gold Recovery. Concentrador Gravimétrico para oro.
- Gekko. Gekko Inline Spinner: Aununsung hero.
- Goodman R., Brown C. y Ritchie I. (1985). Advanced Gravity Concentrators for Improving Metallurgical Performance. Mineral Processing. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.
- Gupta A. y Yand D. (2016). Mineral Processing Design and Operations (pp. 563 -565) 2a ed. Elsevier B.V.
- Harrys D. (1984). The Knelson Concentrator Applications in Australia. The Aus.I.M.M. Perth and Kalgoorlie Branches, Regional Conference on Gold- Mining, Metallurgical and Geology.
- Hokaner R. y Forrest W. (2003). Advances in Gravity Concentration (pp. 20). Society for Mining, Metallurgy and Exploraton.
- Jones T. y Barer P. (2007). Efficient Enhanced Gravity Separation Using the Kesley Centrifugal Jig. 39th Annual Metting of the Canadian Processors (17).
- Jones T. y Foster A. (2010). Smarter Gravity Separation using The Kesley Centrifugal Jig. XXV International Mineral Processing Congress.
- Klein C. y Dutrow B. (2007). Mineral Science (pp. 635-636) John Wiley & Sons.
- Klima M. S., Arnold B. J. y Bethell P. J. (2012) Challenges in Fine Coal Processing, Dewatering and Disposal (pp. 12 -13). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Knelson (2018) Semi – Continuous Knelson Concentrators.
- Knelson B. V. (1989). Centrifugal Concentration and Separation of Precious Metals. SME Annual Meeting Society of Mining Engineers. Number 89 -97 ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.1 Concentración gravimétrica – Material 24](#)).
- Laplante André R. (2000). Centrifuge Units for Gravity Separation – An Update. Annual Metting of the Canadian Processors (29).

- MBE (2011). MBE Coal & Mineral Technology CMBH. Jigging Technology Brochure.
- Menéndez et al. (2007). Optimization of Multigravity Separation for Recovery of ultrafine coal. *Mineral & Metallurgical Processing*.
- Michel B. (1985). Flowing Film Concentrators. En Weiss N. L. (Eds.), *Mineral Processing Handbook* (pp. 4 -40 - 4-49). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Nirlipta P. y Pal B. (2013). Separation of Iron Ore Fine in Kesley Centrifugal Jig. *Journal of Mineral Characterization and Engineering* Vol. 1 No. 3.
- Sargent D. y Subasinghe G. K. N. (2006). Selecting Optimal Conditions for Knelson Concentrators. *Metallurgical Plant Design and Operating Strategies (MetPlant 2006)*.
- Sepro Mineral Systems Corp. (2018). Falcon Continuous (C) Concentrators. Rev 01.01/24/2018.
- Sepro Mineral Systems Corp. (2018). Falcon Semi Batch (SB) Concentrators. Rev 01.01/24/2018.
- Sepro Mineral Systems Corp. (2018). Falcon Ultra-Fine (UF) Concentrators. Rev 01.01/24/2018.
- Silva. (1986). Placer Gold (pp. 6 – 23). Special Publication 87. California Department of Conservation. California.
- Snoby J. y Grotjohann P. (1999). Allflux Separator- a new way to process heavy minerals. . *Minerals & Metallurgical Processing*. 16 (2), 25 -26.
- Subasinghe N. (2011). Gravity Concentration Heavy Medium Separation. En Darling P. (Ed.) *Mining Engineering Handbook* (pp. 1507 -1515). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Subba D. (2011). *Mineral Beneficiation a Concise Basic Course* (pp. 83 - 98). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Subba D. (2016). *Coal Processing and Utilization* (pp. 290 - 291) CRC Press Taylor & Francis Group.
- Symonds D. (1986) Selection and Sizing of Heavy Media Equipment. En Mular A. L. y Anderson M. A. (Eds.), *Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit* (pp. 250 – 257). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Taggart A. (1945). *Handbook of Mineral Dressing* (pp. 11-59 – 11-63). Wiley Engineering Handbook Series.
- Tripathy K. , Murthy R. y Tathavadar V. (2012). Efficiency of Multigravity Separator for Concentrating Ferruginous Chromite Fines. *Journal of Mining and Metallurgical*.
- Wallace J. (1985). Pneumatic Concentration. En Weiss N. L. (Ed.), *Mineral Processing Handbook* (pp. 4 -51) Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Wills B. (1985). *Mineral Processing Technology* (pp. 330 -331). 3a ed. Pergamon Press.
- Wills B. y Finch J. (2016). *Mineral Processing Technology* (pp. 223 - 263). 8a ed. Elsevier B.V.

## 4.2 SEPARACIÓN MAGNÉTICA Y ELECTROSTÁTICA

Estos métodos de separación fueron de los primeros en desarrollarse, ambos han experimentado avances tecnológicos en las últimas décadas. Como consecuencia, han evolucionado nuevas aplicaciones y conceptos para el diseño de estos circuitos permitiendo el aumento de la intensidad de los campos magnéticos y se trabajó en la seguridad para suministrar altos voltajes en pequeños flujos de corriente. Actualmente son utilizados para procesos primarios, secundarios o como una etapa de depuración para producir un concentrado mineral. También se utilizan para la eliminación de basura metálica antes de las operaciones de trituración y molienda, la eliminación de polvos en gases de escape de procesos de tostación y fundición. De esta manera su desempeño como un método de concentración principales se ha reducido y son considerados como procesos de separación para obtener un pre – concentrado debido a calidad concentrado y las demandas del mercado (Norrgran y Mankosa, 2019).

Estos métodos de separación inicialmente fueron utilizados para la separación en seco de partículas minerales libres del tamaño de arenas. En algunas operaciones, se aplica una etapa de secado para eliminar la humedad superficial y lograr una mejor conductividad de la superficie. Existen ocasiones en que las propiedades de los minerales pueden modificarse mediante el tratamiento de los minerales a altas temperaturas en especial en estos métodos.

### 4.2.1 SEPARACIÓN MAGNÉTICA

La separación magnética utiliza la fuerza de un campo magnético para producir un movimiento diferencial de las partículas minerales a través del campo magnético; esto se logra con las diferencias en la susceptibilidad magnética de la mena y ganga. Cuando se someten a un campo magnético, todos los minerales responden de una manera particular y puede clasificarse en tres grupos paramagnéticos, diamagnéticos y ferromagnéticos. La susceptibilidad magnética y respuesta electrostática de diversos minerales se muestran en el [Apéndice C-III](#) de acuerdo con los datos recopilados por Venkatraman et al. (2003). Algunas definiciones importantes para la separación magnética se definen a continuación:

**Fuerza magnética o densidad de flujo.** En un electroimán, una carga eléctrica en movimiento establece un campo magnético. El campo magnético ejerce una fuerza sobre una carga eléctrica que se mueve a través de él. La densidad de flujo magnético se define como el número de líneas de flujo magnético que pasa por unidad de área normal a las líneas y se mide en término de webers por metro cuadrado llevando a la unidad tesla (T) para el sistema SI. El flujo magnético en unidades cgs esta medida en gauss ( $G$ ), es decir las líneas de flujo que pasan a través de un centímetro cuadrado. Para convertir la inducción magnética o densidad de flujo de unidades SI a unidades cgs se emplea la siguiente relación:

$$H_{cgs} = H_{SI}(10^{-4}) \quad (4.2.1)$$

Donde un 1 G = 0.0001 T y su conversión 1 T = 10,000 G.

El número de total de líneas de fuerza magnética en un campo magnético se denomina flujo magnético. Está representado por  $\Phi$  y la unidad del sistema SI es weber donde un weber = 10<sup>8</sup> líneas o maxwells, en el [Apéndice C – IV](#) se muestra intensidad magnética para la separación de algunos minerales.



**Campo magnético.** Es el espacio circundante a través del cual se extiende la fuerza magnética. La magnitud de la fuerza entre dos polos magnéticos según la ley de Coulomb es:

$$F = \frac{m_1 m_2}{4\pi\mu r^2} \quad (4.2.2)$$

Donde " $F$ " se expresa en Newton,  $m_1$  y  $m_2$  son las fueras de los polos expresados en Weber, " $r$ " es la distancia entre los polos en metros y  $\mu$  es una constante que está en función del medio.

Los separadores magnéticos industriales de alta intensidad tienen un campo hasta 6 T, los separadores en un medio seco tienen valores hasta de 2 T y los separadores de tambor húmedo de baja intensidad tienen una intensidad de 0.1 T. Sin embargo, la fuerza magnética que actúa sobre las partículas no depende solo del campo magnético que actúa sobre ellas, sino que también de su gradiente  $dB / dz$ , donde  $z$  es la dirección del campo. La fuerza del campo magnético " $H$ " tiene las unidades de amperios / metros.

El gradiente del campo magnético se refiere a la relación de cambio o convergencia de la intensidad del campo magnético. La intensidad del campo magnético retiene a las partículas mientras que el gradiente del campo magnético mueve las partículas.

**Magnetización.** Los materiales ferromagnéticos se pueden magnetizar acercando un imán permanentemente o pasando corriente a través de una bobina alrededor de un material. De esta manera un campo magnético induce líneas de fuerza magnetizante a través del material. La cantidad de magnetización inducida depende de la masa y susceptibilidad magnética de las partículas y de la intensidad del campo magnético aplicado, tiene las mismas unidades que el campo magnético (amperios / metros) debido a que es la causa de la magnetización de materiales.

**Permeabilidad y susceptibilidad magnética.** La densidad del flujo magnético, fuera del campo magnético y la magnetización se puede utilizar para comparar la respuesta magnética de varios materiales. Susceptibilidad magnética se define como la facilidad con la que se puede magnetizar un material y la permeabilidad magnética es la propiedad de un material para generar un campo magnético propio. La relación entre la magnetización y el campo magnético es una cantidad adimensional llamada susceptibilidad magnética. La relación entre el flujo magnético y el campo magnético se llama permeabilidad absoluta.

Venkatraman et al. (2003) señalan que los minerales paramagnéticos tienen permeabilidades magnéticas que son más altas que el medio circundante, generalmente aire o agua y concentran las líneas de fuerza de un campo magnético externo. Cuanto mayor es la susceptibilidad magnética, mayor es la intensidad del campo en las partículas, y mayor es la atracción del gradiente del campo cuando se tiene un aumento de la intensidad del campo magnético.

Los minerales diamagnéticos tienen permeabilidades magnéticas que son bajas que el medio circundante y repelen las líneas de fuerza de un campo magnético externo. Estas características provocan la separación de minerales diamagnéticos debido al gradiente del campo cuando se disminuye la intensidad del campo. Bajo esta observación un circuito magnético se puede diseñar para producir una intensidad de campo alta o un gradiente de campo alto, la combinación de ambos permite una separación eficiente.

#### 4.2.1.1 SISTEMAS DE SEPARACIÓN MAGNÉTICA

La aplicación de imanes permanentes y electroimanes se utilizan en diferentes sistemas de separación, el primero de ellos es la eliminación de pedacería de metal y el segundo sistema es la separación magnética para recuperar menas con susceptibilidad magnética por vía húmeda o seca como un proceso integral (Norrgran y Mankosa, 2019).

**Eliminación de pedacería metálica.** Es uno de las aplicaciones más sencillas y recurrente en las operaciones de beneficio. Cuando se tiene la contaminación de metales o materiales ferrosos presentes en el mineral a procesar deben de ser eliminados para proteger los equipos aguas abajo para evitar posibles daños, garantizar la calidad esperada del producto y proteger contra posibles incendios la línea del proceso.

La pedacería metálica se origina debido a los siguientes casos:

- Piezas metálicas de equipos de acarreo y cargado.
- Alambre, cable, cadenas, barras o estructuras de soporte de las operaciones en mina.
- Varillas de soldadura, tuercas, clavos y pernos introducidos accidentalmente al material debido a procedimientos de mantenimiento y reparación.

**Separación de magnética como un proceso integral.** Su aplicación se encuentra en la separación de minerales, abrasivos, cerámicos y en procesos de recuperación secundaria. Con regularidad la fracción magnética y la no magnética se encuentran en una mezcla homogénea. Los separadores magnéticos utilizados en estas tareas deben realizar una separación continua representada por el material con susceptibilidad magnética. En otros casos, la fracción no magnética puede representar el producto en donde los separadores magnéticos eliminan los componentes contaminantes del concentrado. La concentración magnética es un caso típico para la recuperación de magnetita, hematita, ilmenita y cromita. En el segundo caso cuando la fracción no magnética representa el mineral de interés, es común en el procesamiento de sílice, cuarcita, feldespatos, sienita nefelínica y fluorita.

La operación se realiza cuando una corriente de partículas de mineral pasa continuamente a través de un campo magnético, las partículas magnéticas son atraídas hacia la fuente magnética mientras que las no magnéticas viajan sin verse afectados por el magnetismo (Subba, 2011).

Kelly y Spottiswood (1996) indican que los separadores magnéticos se clasifican en separadores de baja y alta intensidad. Otra clasificación de los separadores son los separadores por vía seca y húmeda.

Los equipos de vía seca son utilizados para materiales gruesos y fuertemente magnéticos, regularmente son utilizados para proteger el equipo de procesamiento mediante la eliminación de pedacería de metal. Por otro lado, los separadores húmedos se utilizan para separar materiales ferromagnéticos finos (Burroughs, 1991).

**Separadores magnéticos de baja intensidad.** Son utilizados para tratar materiales ferromagnéticos y algunos minerales altamente paramagnéticos que tienen una densidad de flujo hasta de 2,000 G. Son utilizados para eliminar pedacería metálica y son capaces de separar minerales por vía seca o húmeda. Los principales minerales ferromagnéticos tratados son la magnetita, hematita y siderita.

La separación magnética en seco de baja intensidad se limita a la concentración de partículas mayores a 0.5 mm donde las partículas tienen una susceptibilidad magnética alta, este proceso es conocido como “cobbing” y se lleva a cabo en separadores de tambor. La separación húmeda de baja intensidad se utiliza para limpiar y reciclar el medio denso en procesos de separación DMS y recolectar arenas magnéticas de minerales que contienen oro, así como pirrotita en sulfuros complejos.

**Separadores magnéticos de alta intensidad.** Es aplicable en materiales paramagnéticos que requieren una mayor densidad magnética, esto se logra mediante circuitos electromagnéticos que generan una fuerza magnética hasta de 2,000 G. Ejemplos de minerales paramagnéticos recuperados con estos separadores son la ilmenita, rutilo, wolframita, cromita, pirrotita y algunos minerales de manganeso como la pirolusita.

La separación seca de alta intensidad está restringida a minerales que contienen bajas cantidades de material magnético y cuando el tamaño de las partículas es hasta de 75  $\mu\text{m}$ . Iyer (2011) plantea que los separadores de alta intensidad son utilizados en el procesamiento de arena silíceo para eliminar las partículas de hierro finas de la carga.

### **Separadores para eliminar pedacería metálica**

Norrgran y Mankosa (2019) y Bronkala (1978) señalan que los separadores magnéticos fijos, suspendidos, imanes de muñón y polea son los equipos más utilizados actualmente para la recolección de pedacería metálica. A continuación, se indica su diseño y características de cada uno de estos separadores.

**Separadores magnéticos permanentes.** Son los separadores más simples cuando se trata de separadores magnéticos permanentes. Estos separadores pueden ser de placa y rejilla. Son utilizados para eliminar la pedacería metálica de un proceso y proteger los equipos aguas abajo, estos imanes son permanentes de ferrita de bario o tierras raras. Su aplicación es sencilla, el flujo del material fluye sobre, alrededor o a través del imán posteriormente se recoge y limpian periódicamente el material magnético recolectado.

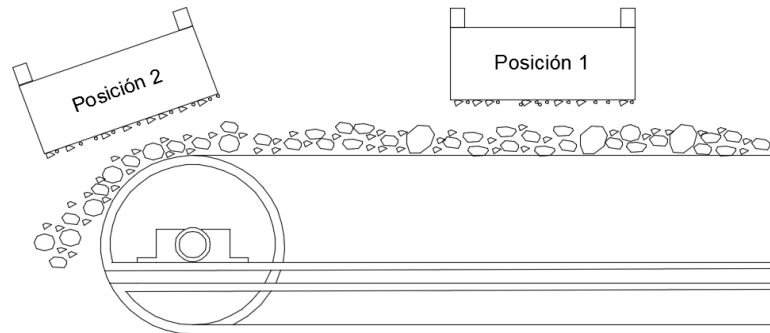
Los imanes de placa son utilizados para rampas, los imanes de rejilla son instalados rodeando tuberías para retener material magnético creando filtros magnéticos en la pulpa. Estos separadores son utilizados debido a que permiten eliminar la pedacería metálica de manera económica y proteger equipos como molinos, trituradoras, cribas y tolvas.

**Separadores magnéticos suspendidos.** Son utilizados para la recolección de pedacería metálica de mayor tamaño y grandes cantidades. Estos separadores tienen un campo magnético profundo para eliminar de manera efectiva la pedacería que pasa por debajo del electroimán. Generalmente es montado o suspende sobre bandas transportadoras y alimentadores.

El diseño de un electroimán suspendido consta de una bobina conductora de aluminio con un núcleo de acero en forma cilíndrica. La bobina se encuentra alojada en una caja de acero que tiene un doble propósito; proteger la bobina y complementar el circuito. La bobina se encuentra sumergida en un baño de aceite dentro de la carcasa para proporcionar un enfriamiento al electroimán.

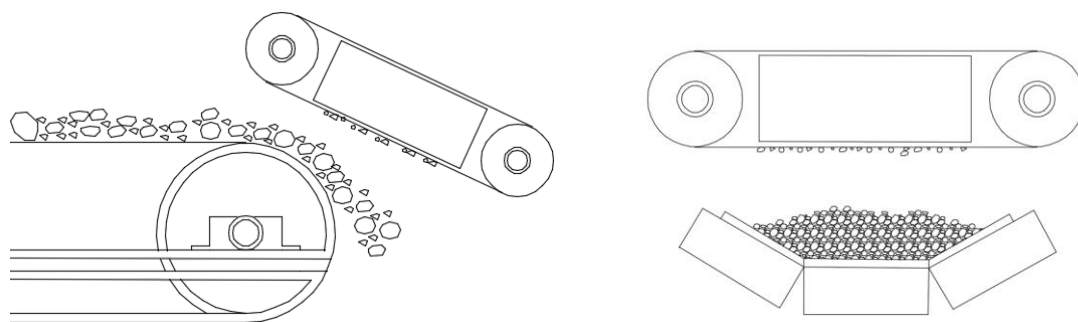
La intensidad del campo magnético de este separador depende de la altura de la carga sobre el sistema de transporte. La altura de la carga determina la velocidad y ancho de la banda, capacidad y altura del imán, como consecuencia la intensidad efectiva del campo magnético.

Norrgran y Mankosa (2019) indican que los electroimanes se montan en dos posiciones sobre una banda transportadora como se muestra en la Figura 4.2-1. En la posición 1, el imán se monta directamente sobre la banda transportadora y trata la carga de material sobre la banda. Esta posición requiere de mayores intensidades de campo magnético para atraer los componentes metálicos a través de la carga. En la posición 2, el imán se monta justo sobre la corriente a medida que el material se descarga. En esta posición se utiliza todo el potencial del imán al encontrarse más cerca de la carga. La altura de suspensión puede ir de 3 – 30 cm en función de la velocidad de la banda transportadora, profundidad de la carga, forma y tamaño de los componentes metálicos. Para diferentes aplicaciones se pueden generar campos magnéticos que van de 400 a 4,000 G.



**Figura 4. 2-1** Posiciones de los separadores magnéticos suspendidos.

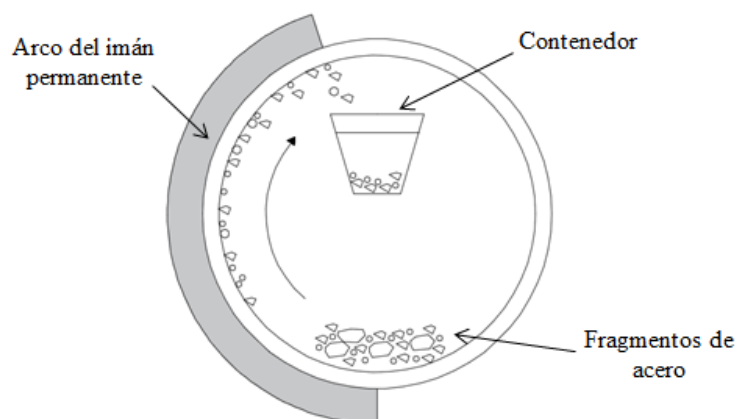
Una variante de estos separadores suspendidos son los separadores de remoción continua o auto limpieza los cuales constan de una banda magnética que se encuentra en un transportador que envuelve en su interior un electroimán. El electroimán atrae el material, el cual es removido por la banda aun contenedor de recolección. Estos equipos pueden ser instalados paralela o transversalmente a las bandas transportadoras, ver Figura 4.2.2.



**Figura 4. 2-2** Posición de los separadores de auto limpieza.

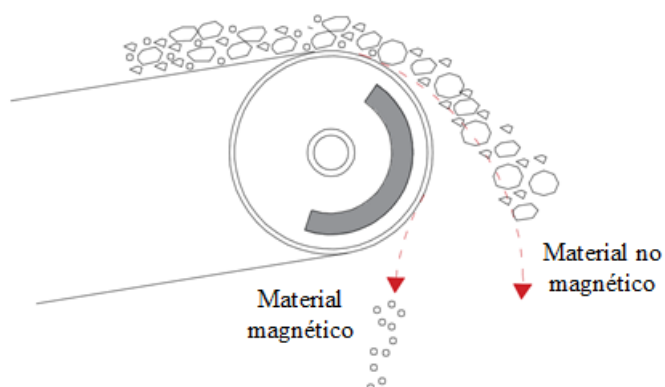
**Imanes de muñón.** Es utilizado para separar las bolas y fragmentos de metal en la descarga de un molino de bolas. Esta operación reduce el daño al sistema de bombeo y a los hidrociclones, además ayuda a aumentar la capacidad del molino al reducir el volumen de acero en el molino.

El diseño de estos imanes es sencillo tienen una forma semicircular permanentes alrededor de 180° del muñón. El imán que rodea atrae y sostiene el acero hacia un contenedor giratorio donde se transportan fuera del molino (Figura 4.2-3). Estos imanes cumplen con el objetivo para recolectar fragmentos de las bolas de molienda debido al desgaste durante los primeros días de la operación hasta que se estabiliza el sistema.



**Figura 4. 2-3** Componentes de un imán de muñón.

**Imanes de polea.** Es ideal para proteger los equipos aguas abajo, su instalación se logra mediante una polea magnética instaladas en la polea de cabeza de la banda transportadora (Figura 4.2-4). Estos separadores pueden ser equipados con imanes permanentes o un electroimán (Burroughs, 1991)



**Figura 4. 2-4** Instalación de un imán de pulea.

Las características de estos separadores se pueden consultar en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.2 Separación magnética – Material 1, Material 2 y Material 3.](#)

## Separadores para procesos integrales.

Norrgran y Mankosa (2019) señalan que cuando se trata de una operación integral se habla de una operación para la concentración y recuperación de minerales. Donde se encuentran los separadores de tambor, separador de rodillo inducido, separadores húmedos de alta intensidad (WHIMS) y separadores de alto gradiente (HGMS).

**Separadores de tambor.** Consisten en un tambor giratorio que contiene de tres a seis imanes montado en un eje dentro del tambor, los imanes pueden ser permanentes o electroimanes de polaridad alternada. El circuito magnético interno del tambor se compone de diversos imanes que abarcan un arco de 120 a 210 grados. Los separadores de tambor se pueden combinar para lograr una separación múltiple para lograr unidades en series. Regularmente los tambores tienen un diámetro de 0.9 a 1.2 metros y suelen tener anchos de 3.0 metros.

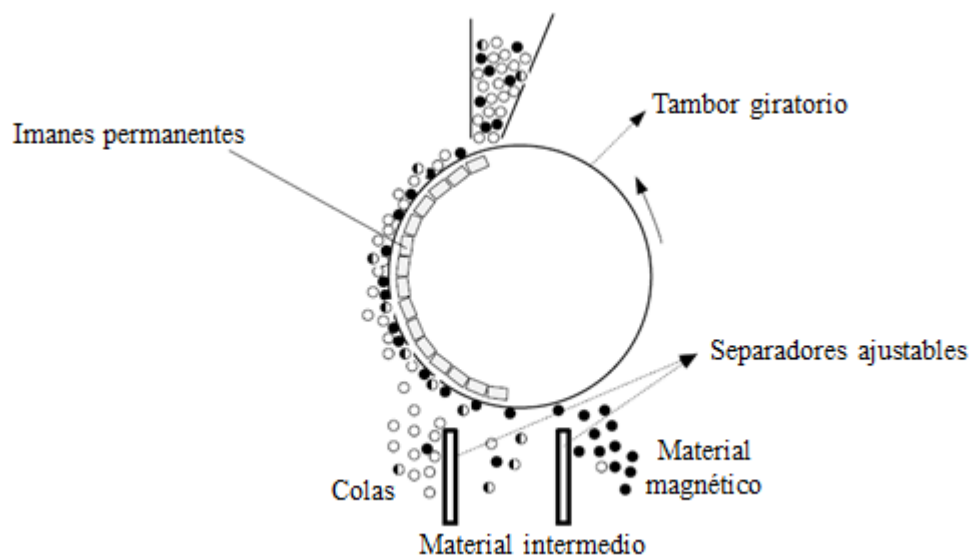
Norrgran y Mankosa (2019) señalan que las principales variables que afectan la eficiencia de la separación son la intensidad del campo magnético, velocidad de la alimentación, velocidad del tambor y tamaño de las partículas. Para una separación efectiva requiere un equilibrio entre estas variables:

- **Velocidad de la alimentación.** Debe alcanzar un equilibrio entre la velocidad del tambor para lograr una velocidad de alimentación rentable para el proyecto, considerando las especificaciones del producto y la recuperación deseada. Cuando la velocidad de alimentación aumenta genera una mayor capa de partículas sobre la superficie del tambor teniendo como consecuencia una menor recuperación.
- **Velocidad del tambor.** A medida que aumenta la velocidad del tambor, el lecho de partículas sobre la superficie del tambor disminuye, permitiendo una mejor captación de las partículas magnéticas quedando atrapadas por el campo magnético. La fuerza centrífuga ejercida por el tambor es una de las variables críticas en el proceso, si la fuerza centrífuga sobre pasa la fuerza de magnética se tiene como resultado una caída en la eficiencia de separación.
- **Tamaño de partículas.** Esta variable es independiente a todas las demás. Las partículas gruesas responden de manera adecuada al campo magnético, otorgando una fuerza de atracción magnética alta. Cuando se tratan partículas finas sus masas son relativamente bajas, lo cual permite que responda más a fuerzas electrostáticas. Teniendo como consecuencia una separación deficiente por lo tanto se debe de aumentar la densidad del flujo magnético para lograr en equilibrio con la fuerza centrífuga.

De acuerdo con Wills y Finch (2016) los separadores de tambor se utilizan para tratar menas de hierro como magnetita o hematita diseminadas en estratos de rocas silíceas. Generalmente los separadores de tambor son de baja intensidad y operan en seco o vía húmeda.

Los separadores en seco cuentan con una bandeja de alimentación en la parte superior del tambor, de esta forma la carga rodea la periferia del tambor y las partículas magnéticas se adhieren y la ganga se desliza en la periferia por la rotación.

Burroughs (1991) indica que la separación magnética seca de baja intensidad se utiliza solo para la concentración de gruesos “cobbing” de materiales que son fuertemente magnéticos. La colocación adecuada del imán permite que la carga se alimente en cualquier punto, ver Figura 4.2-5.



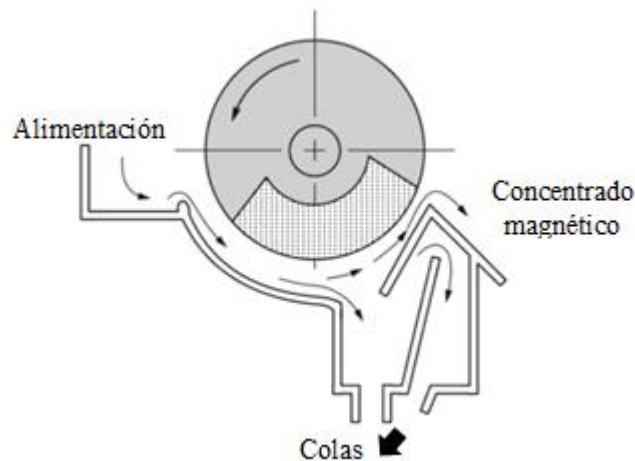
**Figura 4. 2-5** Alimentación de un separador magnético seco de tambor. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Los separadores de tambor secos están diseñados en dos tipos uno de baja intensidad y otro de alto gradiente. El tambor de alto gradiente es capaz de producir un gradiente que está conformado por varios polos para producir un alto gradiente en la superficie desarrollando un campo magnético de 1,000 a 7,000 G permitiendo la separación de partículas que van de 6 mm a 25 mm y en algunos casos partículas finas (- 100 mallas).

Los tambores de baja intensidad están compuestos de imanes de ferrita, los tambores de alta intensidad están compuestos de imanes de tierras raras y piezas polares de acero. Las piezas de acero son inducidos y proyectan un campo magnético de alta intensidad y alto gradiente. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.2 Separación magnética – Material 4](#) se pueden las características operativas de los separadores de tambor de Eriez.

Los separadores magnéticos de tambor en vía húmeda consisten en un tambor magnético montado en un tanque que recibe la pulpa. La pulpa es alimentada al tanque y posteriormente fluye a través del campo debajo del tambor, los minerales magnéticos son atraídos a la cara del tambor, cuando el tambor gira se descargan fuera del campo magnético. Las características operativas de los separadores de tambor de vía humedad se pueden ver en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.2 Separación magnética – Material 5](#) del proveedor Digs.

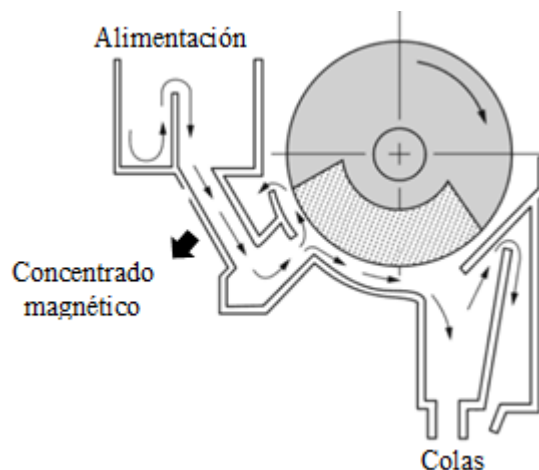
Existen tres principales arreglos de los separadores de tambor. El separador concurrente se utiliza cuando se requiere un concentrado limpio a partir de la separación de gruesos “cobbing” con un tamaño de 6 – 8 mm. El tambor gira en la misma dirección que el flujo de la pulpa, cuando la alimentación entra al tanque fluye por debajo del tambor el cual se encuentra sumergido. La pulpa fluye hacia el campo magnético donde son atraídas las partículas magnéticas por la superficie del tambor y mediante su rotación son separadas del flujo de la pulpa, ver Figura 4.5-6.



**Figura 4. 2-6** Separadores de tambor concurrente. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La configuración contra rotación la alimentación fluye en dirección opuesta a la rotación. Cuando la pulpa ingresa al tanque fluye directamente al campo magnético, las partículas magnéticas extraídas por el campo se recolectan en la superficie del tambor. Las partículas que no se recolectaron pasan a una zona de barrido magnético (Figura 4.2-7) es ideal para etapas de concentración primaria “Rougher” para lograr altas recuperaciones y eliminar un alto porcentaje de ganga. Burroughs (1991) destaca que estos equipos son ideales para partículas con un tamaño menor a 10 mallas.

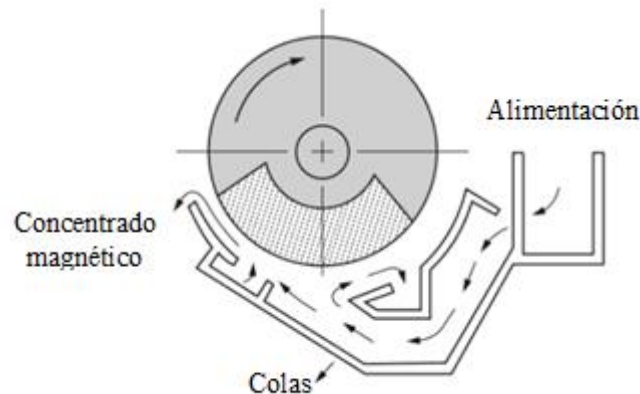
Este tipo de separadores se emplean en procesos donde se tienen aumentos de la alimentación sin tenerlos contemplados y en donde las pérdidas de material magnético deben ser mínimas. El recorrido corto de la pulpa hasta el campo magnético del tambor y la zona de barrido da como resultado altas recuperaciones.



**Figura 4. 2-7** Separadores de tambor contra rotación. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).



Los separadores de tipo contra corriente, la ganga o colas se ven obligados a viajar en dirección opuesta a la rotación del tambor y se descarga en un conducto. Al igual que el tanque contra rotación se tiene una zona de barrido que permite producir un concentrado limpio, ver Figura 4.2-8. Este tipo de separadores está diseñado para operaciones con material fino (-65 mallas) y grandes tonelajes que lo hace ideal para etapas de depuración “Scavenger”. Las densidades de la pulpa en este separador son más bajas que en los separadores con un flujo concurrente.



**Figura 4. 2-8** Separadores de tambor contra corriente. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

En un separador de tambor en vía húmeda, la fuerza magnética que actúa sobre las partículas magnéticas se opone a la fuerza de arrastre hidrodinámica. El equilibrio entre la fuerza magnética y la fuerza de arrastre permiten una recuperación alta. Las variables que afectan la eficiencia de un separador en vía húmeda son la intensidad del campo magnético y la fuerza de arrastre. Para una separación efectiva requiere un equilibrio entre estas variables.

- La intensidad del campo magnético debe ser mayor que la fuerza de arrastre para recolectar eficientemente los minerales magnéticos.
- La fuerza de arrastre está relacionada con el caudal que pasa por debajo del tambor. A medida que aumenta el caudal, aumenta la velocidad de la pulpa y en consecuencia la fuerza de arrastre del fluido. Si la velocidad de la pulpa es mayor que el campo magnético las partículas pasaran por debajo del tambor sin ser atrapadas por el campo magnético.

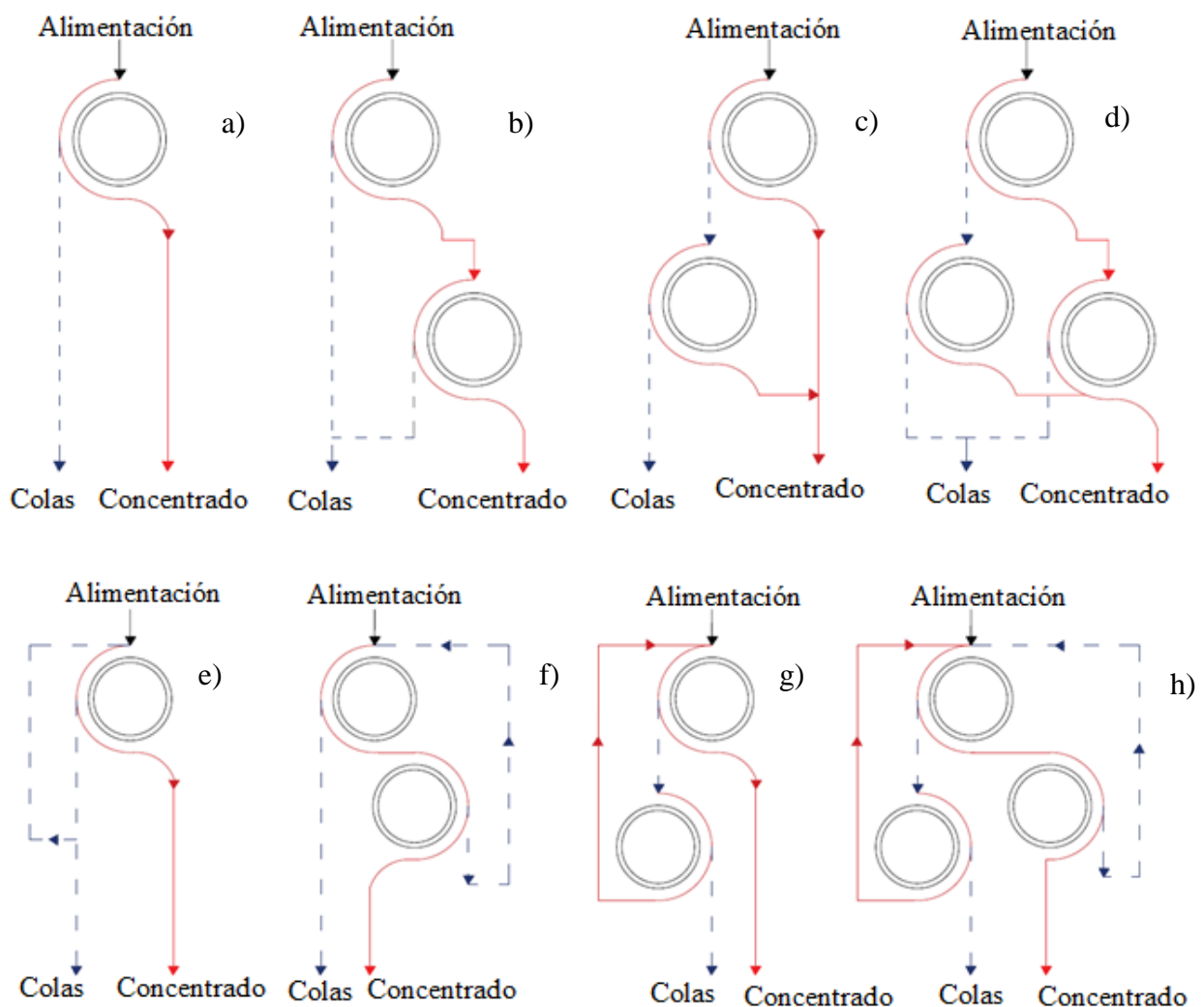
Estos equipos son construidos con imanes de tierras raras para una mayor intensidad permitiendo ampliar su rango de aplicación no solo limitando a materiales ferromagnéticos. La aplicación típica de estos equipos de alta intensidad es la recuperación de hematita y finos de martita, así como la recuperación de ilmenita, limpieza de zinc de alta pureza y níquel. Los tambores de alta intensidad tienen diámetros que de 0.6 a 0.75 metros con anchos hasta de 3 metros (Wills y Finch, 2016).

Para mejorar la eficiencia del procesamiento, los separadores de tambor se pueden utilizar en serie para minimizar el desplazamiento involuntario del material magnético o no magnético.

Luttrell et al. (2004) declara que los circuitos de depuración o segunda etapa se utilizan para mejorar la recuperación del concentrado reprocesando el producto no magnético en una o más unidades para reducir las pérdidas del material magnético.

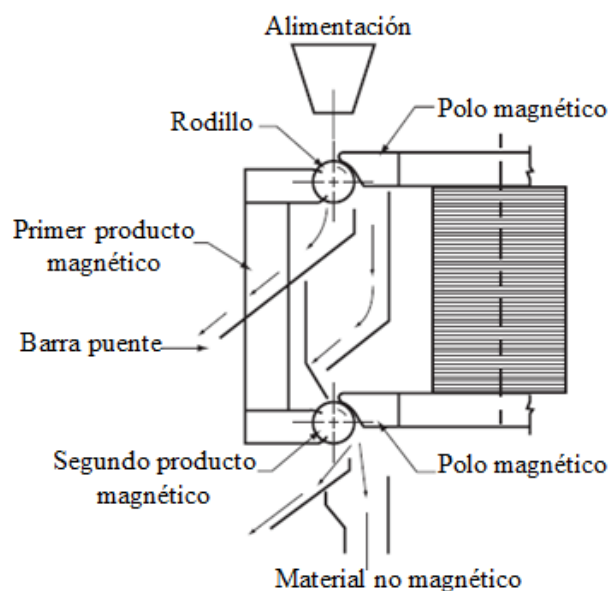
Los circuitos de limpia se utilizan para mejorar la calidad del concentrado, enriqueciendo el producto magnético en una o más unidades para reducir la recuperación de material no magnético. Para obtener mayores recuperaciones se emplean circuitos de limpieza – depuración cuando los productos secundarios son recirculados. Aunque los circuitos de varias etapas otorgan una mayor eficiencia son menos rentables para la mayoría de operaciones industriales por los costos que significa la aplicación de diversos equipos.

En general se pueden emplear los siguientes circuitos: a) Una etapa de separación, b) Circuito de limpieza, c) Circuito de depuración, d) Circuito de limpieza – depuración, e) Una etapa de separación con recirculación, f) Circuito de limpieza con recirculación, g) Circuito de depuración con recirculación y h) Circuito de limpieza – depuración con recirculación (Figura 4.2-9).



**Figura 4. 2-9** Circuitos de separadores de tambor. Adaptado de Luttrell et al. (2004).

**Separador magnético de rodillo inducido (IRM).** Son separadores magnéticos secos y generan un flujo magnético superior a 20,000 T y se obtienen gradientes altos. El separador de rodillo consiste en una barra de acero utilizada como puente y dos rodillos, uno opuesto en cada lado de la barra puente, ver Figura 4.2-10 (Iyer, 2011).



**Figura 4. 2-10** Esquema de un separador magnético de rodillo inducido. Adaptado de Tripathy et al. (2016).

El separador magnético de rodillo está compuesto por imanes de tierras raras, el rodillo está construido con discos de imanes permanentes de neodimio – boro – hierro intercalado con polos formados de electroimán. Los diámetros de los rodillos magnéticos son de 100 y 300 mm con anchos hasta de 2 metros. Estos equipos son ideales para concentrar o eliminar minerales paramagnéticos de un flujo seco (Tripathy et al. ,2016).

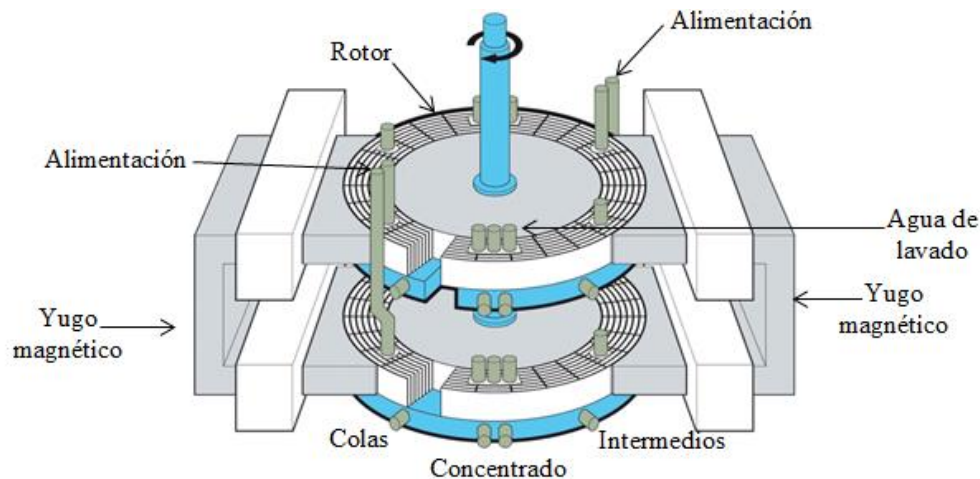
La carga se alimenta en la parte superior, las partículas no magnéticas siguen su trayectoria natural. Mientras que las partículas paramagnéticas son atraídas hacia el rodillo y se desvían del flujo para su concentración.

Este separador se puede configurar con varios rodillos magnéticos en serie para proporcionar una separación de etapas múltiples con una barra puente. Regularmente, se colocan dos o tres rodillos magnéticos en serie para proporcionar una alta eficiencia. La selectividad de los rodillos se obtiene variando la velocidad del rodillo y el flujo magnético. Las velocidades de alimentación típicas para estos separadores varían de 2 a 8 t/h/m el ancho del rodillo. Actualmente estos equipos son diseñados por Mineral Technologies las características operativas se muestran en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.2 Separación magnética – Material 6.](#)

**Separador de alta intensidad y de alto gradiente.** Los separadores húmedos de alta intensidad (WHIMS) y separadores magnéticos de alto gradiente (HGMS) emplean electroimanes de alta intensidad y una matriz convergente de flujo. Estos separadores se utilizan para la recolectar minerales paramagnéticos finos.

Norrgran y Mankosa (2019) consideran que, en términos prácticos, WHIMS es un separador húmedo magnético de tipo carrusel giratorio de alimentación continua, mientras que los separadores HGMS está asociado a un filtro que opera por lotes.

La unidad WHIMS consta de un eje principal de acero estructural, en este bastidor se soldan yugos magnéticos y las bobinas electromagnéticas las cuales se encuentran dentro de cajas refrigerantes. El eje se encuentra unido a uno o dos parrillas en forma de anillo llamado coloquialmente rotores, las cuales tienen una matriz de placas ranuradas formando diferentes cámaras concentradoras. (Figura 4.2-11). La parrilla en forma de anillo gira a través de los polos magnéticos que inducen magnetismo a cada anillo.



**Figura 4. 2-11** Esquema de un separador WHIMS. Adaptado de Steinberg y Wong (2016).

Las parrillas están diseñadas con diferentes matrices las cuales pueden ser malla metálica, alambres, bolas de acero, placas ranuradas o lana de acero. La matriz de las parrillas se selecciona en función de la distribución de tamaños del mineral. El tipo de matriz tiene un impacto directo en el gradiente del campo magnético presente en la cámara de separación.

La pulpa fluye a través del separador a través de tuberías hacia las cámaras de separación, las placas ranuradas ayudan a concentrar el campo magnético. La alimentación es continua través de dos puntos de alimentación en cada cámara. El campo magnético induce a las parrillas que crea una región de alto gradiente magnético proporcionando una zona de recolección de mineral. A medida que la pulpa fluye a través de las parrillas magnetizadas, las partículas paramagnéticas quedan atrapadas y se mantienen, mientras que las partículas no magnéticas fluyen a través de las parrillas, posteriormente se enjuagan las partículas atrapadas con agua a presión para su recuperación (Steinberg et al., 2016).

Wills y Finch (2016) indican que actualmente hay dos tipos de equipos WHIMS, en uno se emplean electroimanes para generar la intensidad del campo y en la otra se emplean imanes permanentes de tierras raras.

Las variables a considerar antes de instalar un separador WHIMS de acuerdo con Steinberg (2015) son la densidad de la pulpa, velocidad de alimentación, tamaño de partículas, susceptibilidad magnética de los minerales, requisitos del producto y costos operativos.

Iyer (2011) afirma que estos separadores son capaces de producir intensidades de campo mayores a 20,000 G. De acuerdo con Gerards et al. (2014) las aplicaciones de los separadores WHIMS son:

- Si el material magnético es el objetivo, el separador puede concentrar minerales como la hematita, pirrotita, siderita, ilmenita, cromita, minerales de manganeso, tungsteno, zinc, tántalo, niobio, níquel y molibdeno.

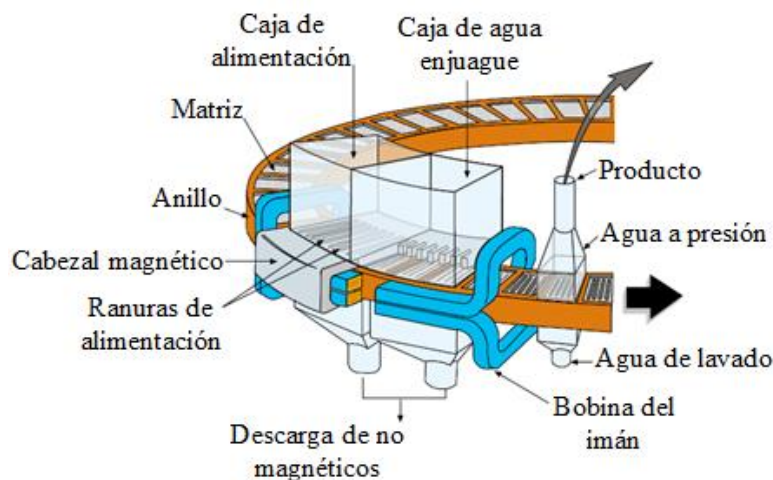
- Si el material no magnético necesita estar libre de impurezas magnéticas como es el caso de arena silíceo, apatito, arcilla, talco, caolín, feldespato, carbón, fluorita, nefelina, barita, grafito, bauxita y casiterita el equipo opera de manera eficiente.
- Para tratamiento de jales otorgando un pre-concentrado de oro, platino, cromo o manganeso.

Las unidades HGMS emplean imanes superconductores lo cuales generan al pasar corriente a través de una bobina, generando campos magnéticos mayores a 20,000 G. (Iyer, 2011).

El separador HGMS emplea un solenoide para generar un campo uniforme con una matriz de lana de acero. La matriz ferromagnética crea diversos puntos de gradiente del campo magnético con la intención de capturar las partículas magnéticas y permitir que las partículas no magnéticas fluyan a través del separador para su descarga.

La matriz se mantiene en un recipiente, en el que se alimenta la pulpa operando por lotes mediante la desmagnetización periódica de la bobina para eliminar las partículas magnetizadas acumuladas. La alimentación se bombea desde la parte superior desde un recipiente para que ingrese a la matriz y se descarga por la parte inferior.

La unidad principal incorpora cabezales magnéticos y un anillo con varios recipientes, en la parte superior del cabezal magnético se encuentran los recipientes de alimentación y el agua de lavado. Debajo de los cabezales encuentran cajas de descarga para recoger el producto no magnético. El producto magnético se enjuaga de la matriz por un chorro de agua a presión y se vacía en una estación de descarga (Figura 4.2-12).



**Figura 4. 2-12** Esquema de un separador HGMS. Adaptado de Metso (2012).

Las características de las unidades WHIMS y HGMS se muestran en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.2 Separación magnética – Material 7, Material 8 y Material 9.](#)

Con la reciente alianza de Metso:Outotec en el mercado se encuentra un tercer separador el separador magnético de alto gradiente pulsante vertical (VPHGMS) que combina la fuerza magnética, fluido pulsante y la gravedad para procesar minerales paramagnéticos con tamaños de partículas finas ( $< 20\mu m$ ) que son un sustituto de las unidades WHIMS en la fecha en la que se escribe este material didáctico no se tiene suficiente información sobre sus características de este equipos para una mayor información se solicita consultar a este proveedor.

#### 4.2.1.2 CASO DE ESTUDIO: Rio Tinto, Iron & Titanium, Canadá (2011).

De acuerdo con Bertrand et al. (2011) Rio Tinto, Iron & Titanium emplea separadores de tambor magnéticos en seco para concentrar hemo-ilmenita ( $FeO.TiO_2/Fe_2O_3$ ) el cual muestra láminas de ilmenita con granos de hematita proveniente de la mina de Lac Tio Lake. El mineral proveniente de la mina contiene un 80 % de hemo-ilmenita donde los principales minerales ganga son plagioclasas, espinela, clorita, piroxeno y micas. El tamaño de grano de hemo – ilmenita es en promedio de 6 mm permitiendo que el proceso de trituración sea suficiente para la liberación del mineral.

En la planta de trituración se obtiene un tamaño de  $\frac{1}{4}$  de pulgada empleando trituradoras de cono, el mineral triturado se envía a una criba con una abertura de malla 14. El material menor a la malla 14 se envía a una concentración gravimétrica en un proceso de concentración con espirales donde el mineral se seca y se envía a un proceso de tostación.

El proceso de tostación se lleva a cabo en hornos rotativos, este proceso se elimina la mayor parte del azufre y aumenta la susceptibilidad magnética de óxido de Fe – Ti (hemo-ilmenita) permitiendo la eliminación de la ganga. El mineral tostado se enfría y es procesado en una planta de separación magnética para producir un concentrado de óxido de Fe –Ti al 95 % y colas con un 10 % al 15% de Fe - Ti, posteriormente el concentrado es enviado a hornos de arco eléctrico para producir arrabio y una escoria de óxido de titanio.

El mineral tostado se alimenta a una velocidad de 57 t/h por metro del ancho de los separadores de tambor magnéticos secos primarios. Las colas de los tambores primarios son alimentados por gravedad a una segunda etapa de separación, de esta manera se producen un concentrado de material magnético, un flujo de material intermedio se alimenta a un separador magnético terciario y las colas del proceso son enviados a los jales de la planta, en la Figura 4.2-13 se muestra el circuito de tambores magnéticos.

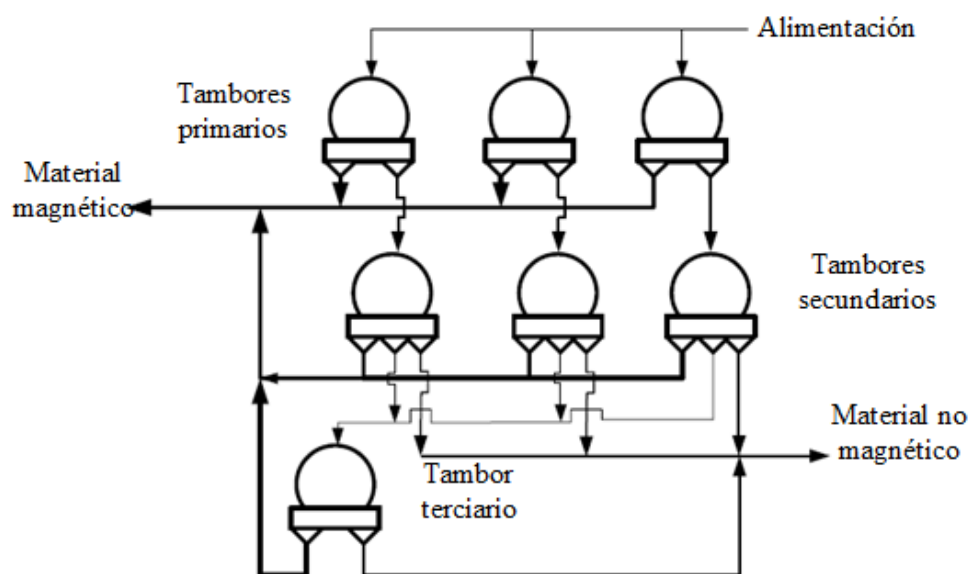


Figura 4. 2-13 Circuito de separación de Rio Tinto. Adaptado de Bertrand et al. (2011)

Los tambores primarios tienen un diámetro de 36 pulgadas, una velocidad de 107 metros por minuto y un campo magnético de 1,800 G. Los tambores secundarios y terciarios tienen un diámetro de 36 pulgadas, una velocidad de 76 metros por minuto y un campo magnético de 1,800 y 2,400 G respectivamente.

#### 4.2.1.4 CASO DE ESTUDIO: Proyecto Peña Colorada, México (1971).

De acuerdo con Mendoza (1973) es un proyecto que extrae 2.5 millones de toneladas al año, el yacimiento está compuesto principalmente de magnetita en agregados micro-cristalinos el cual representa el 95% de la mineralización. El mineral procedente de mina es alimentado a la planta de trituración mediante camiones a una trituradora giratoria de cono donde se tritura a tamaños menores a 10 pulgadas a una razón de 900 toneladas por hora.

El mineral triturado es enviado a un stockpile con una capacidad de 200,000 toneladas lo cual representa una capacidad de trabajo de 30 días. Posteriormente el mineral es extraído por una banda transportadora a una tolva para alimentar a una banda que alimenta 351 toneladas por hora aun molino autógeno de 6 x 6 metros, en esta etapa se lleva a cabo la molienda hasta un tamaño menor a 16 mallas. La pulpa se envía a un recipiente colector donde se diluirá hasta disminuir el peso específico de la pulpa a 1.43 para ser bombeada con un 40 % de sólidos a un sistema de distribución que alimenta a un banco de cinco separadores magnéticos de doble tambor húmedo.

La pulpa del concentrado primario se descarga a un recipiente colector, donde es bombeado a un sistema banco de hidrociclones con dos bancos de ocho ciclones cada uno, los cuales separan el producto fino (-325 mallas) del producto grueso. El producto grueso se descarga aun molino de bolas de 4 x 12 metros. La pulpa del producto fino es enviada a un espesador para disminuir el agua y obtener un 60 % de sólidos. Esta pulpa es bombeada a un segundo sistema de distribución para alimentar a un segundo grupo de concentradores de 12 separadores magnéticos de doble tambor. En esta etapa se realiza la concentración magnética final obteniendo una recuperación del 83 %.

La pulpa del concentrado final se descarga a un tanque esperador donde será bombeado con un 60 % de sólidos y una densidad de pulpa de 1.9 a un tanque agitador, posteriormente se envía a una estación de bombeo del ferroaducto. Posteriormente el concentra se transporta por medio de un ferroaducto a dos tanques agitadores para ser bombeado a un sistema de distribución para alimentar a un grupo de filtros de disco formado por cinco unidades con 10 discos cada uno. El producto tendrá de un 9 % a 9.5 % de humedad, después del filtrado la torta es recuperada por una banda transportadora donde es mezclado con bentonita para su peletización.

Al igual que los concentradores gravimétricos los separadores magnéticos pueden utilizarse en serie o en paralelo. Una práctica general en el beneficio de menas de hierro se combina una separación de baja intensidad en una primera etapa con tambores de baja intensidad (800 – 1,000 G). El concentrado de esta primera etapa es enviado a un separador magnético de alta intensidad para obtener un producto con un 63 % - 65 % de Fe y en ocasiones el concentrado de esta segunda etapa es enviado a una etapa de flotación inversa con el objetivo de disminuir el máximo contenido de fósforo para obtener un concentrado comerciable.

Para una mayor comprensión de la operación y aplicabilidad de los separadores de alta intensidad y de alto gradiente se cuenta con cuatro artículos en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.2 Separación Magnética – Material 10, Material 11, Material 12 y Material 13.](#)

#### 4.2.2 SEPARACIÓN ELECTROSTÁTICA

La separación electrostática es un término general para describir los procesos que utilizan la diferencia en conductividad eléctrica o carga superficial para separar minerales de interés económico. Por la naturaleza de estos procesos, la separación se realiza en un medio seco para la separación eficiente de tamaños de partículas que van de 1 mm hasta a 40  $\mu\text{m}$ . Actualmente, este método de separación está limitado a recuperar minerales en depósitos de placer, reciclaje de plásticos y recuperación metales secundarios (Iyer ,2011).

Wills y Finch (2016) destacan que la separación electrostática también representa una desventaja similar a la separación magnética en seco; esta es la capacidad del proceso que es pequeña y el material debe ser alimentado en una capa delgada de partículas para asegurar la eficiencia deseada. Existen tres procesos importantes para la lograr esta separación:

- Separación electrostática
- Separación electrodinámica
- Separación dieléctrica.

Los procesos de separación electrostática y electrodinámica emplean la diferencia en la conductividad eléctrica entre los minerales, mientras que la separación dieléctrica utiliza las diferencias en la constante dieléctrica de las partículas minerales. La conductividad de los minerales varía enormemente de un mineral a otro, el proceso se aplica solo a un pequeño número de minerales con éxito, un ejemplo es la recuperación valores remanentes de metales nativos, sulfuros y óxidos como el circón, ilmenita y rutilo (Subba, 2011).

Iyer (2011) menciona que las partículas de mineral caen bajo la influencia de un campo eléctrico, dependiendo de su conductividad acumulan una carga que depende directamente de la densidad de carga máxima y la superficie de la partícula. Las partículas cargadas se pueden separar por atracción diferencial o repulsión. De esta manera es fundamental impartir una carga electrostática a las partículas.

En la separación electrostática se emplea la fuerza electroforética para la separación de los minerales, la fuerza electroforética es la fuerza que experimenta una partícula cargada bajo la influencia de un campo eléctrico. De esta manera es necesario un tratamiento para cargar las partículas minerales antes de ingresar a los separadores electrostáticos.

Para un correcto entendimiento del proceso de separación es importante retomar algunos conceptos relevantes; un átomo consiste en núcleo rodeado de electrones cargados negativamente. El protón cargado positivamente y el neutrón se encuentran en el núcleo. Si un átomo contiene un número iguales de protones y electrones, el átomo se describe como eléctricamente neutro.

Si un átomo contiene menos electrones que protones tiene una carga positiva de lo contrario cuando contiene más electrones que protones tiene una carga negativa. Tomando en cuenta estos conceptos las propiedades eléctricas de los materiales permiten clasificarlos en materiales conductores y no conductores.

Un material conductor permite que los electrones fluyan libremente de un átomo a otro. De esta manera la carga se transfiere a través de toda la superficie del material permitiendo que la carga se transfiera a través del libre movimiento de electrones. Contrariamente un material aislante no permite el flujo libre de electrones, evitando la transferencia de carga.



En este caso la conducción eléctrica ocurre en las capas superficiales de los átomos, por lo tanto, la separación electrostática se considera como una separación basada en la superficie de los minerales similar a la flotación que utiliza de igual manera características superficiales de los minerales (Wills y Finch ,2016).

Existen tres mecanismos por los cuales se cargan los minerales: electrificación por contacto o triboelectrificación, inducción conductiva y bombardeo iónico. Después de cargar las partículas se puede lograr su separación mediante equipos con varias configuraciones de electrodos, cada uno de estos tres mecanismos tiene un tipo de separador correspondiente (Knoll y Taylor, 1985; Iyer, 2011).

**Bombardeo de iones.** Se logra cuando las partículas minerales se colocan en una superficie conductora conectada a tierra y se bombardean con iones gaseosos. Esto se genera cuando se aplica un alto voltaje entre dos electrodos provocando que el gas cerca de los electrodos se ionice y forme una descarga en corona. Una descarga en corona es una cortina de plasma que se crea cuando se ioniza el aire que rodea los electrodos.

Las partículas minerales que pasan a través de esta cortina son bombardeadas con el flujo de iones y desarrollan una carga. Cuando el bombardeo de iones cesa, las partículas conductoras pierden rápidamente su carga adquirida debido a la superficie conectada a tierra. Las partículas no conductoras reaccionan de manera diferente, el lado que está alejado de la superficie conectada a tierra se encuentra recubierto con iones de carga opuesta en polaridad eléctrica a la superficie. Por lo tanto, las partículas no conductoras permanecen fijadas a la superficie debido a la fuerza electrostática, este principio se utiliza en los separadores de rodillo de alta tensión (HTR).

**Inducción conductiva.** Se produce mediante una polarización de una partícula mineral tras la exposición a un campo eléctrico. Cuando las partículas no cargadas, ya sean conductores o no, entran en contacto con una superficie cargada, las partículas asumen la polaridad y el potencial de la superficie. La capacidad de la partícula mineral para responder a la polarización inducida está directamente relacionada con su conductividad.

La polarización se produce cuando una partícula no cargada desarrolla una carga opuesta, en relación con una superficie cargada que crea un campo eléctrico, en la superficie más cercana de la partícula y una carga similar correspondiente a la superficie más alejada de la superficie cargada.

La polarización en minerales conductores ocurre de manera rápida. Sin embargo, en el caso de los no conductores, el lado que se aleja de la superficie cargada es más lento para adquirir la misma polaridad que la superficie. Las partículas conductoras pueden redistribuir la carga y permanecer polarizadas.

Cuando las partículas polarizadas entran en contacto con una superficie conductora, conducen una carga a la superficie. Las no conductoras no experimentan una atracción al campo eléctrico aplicado, mientras que las partículas conductoras son atraídas a un electrodo con carga opuesta. Utilizando este principio los separadores electrostáticos emplean una placa conectada a tierra donde las partículas conductoras son repelidas por la placa y las partículas no conductoras son atraídas a la superficie. El separador utilizado en estos procesos es el separador de placa electrostática (ESP).

**Triboelectrificación.** Es una electrificación de contacto en la que dos materiales con propiedades eléctricas diferentes intercambian electrones al entrar en contacto entre sí. En este tipo de separación dos especies minerales no conductoras adquieren cargas opuestas por contacto entre sí. Las partículas con carga opuesta se pueden separar bajo un campo eléctrico.

Un fenómeno importante en este proceso es la función de trabajo, que es la energía requerida para llevar un electrón desde un nivel de Fermi de un material dado a un estado de electrones libres. Las partículas cargadas positivamente tienen una función de trabajo más baja que las partículas cargadas negativamente.

Las aplicaciones potenciales de la separación triboeléctrica son inmensas, debido a que la separación no requiere grandes diferencias en la conductividad de los minerales. Una variable importante a controlar en la separación triboeléctrica es el tamaño de las partículas, debido a que las partículas pequeñas tienen funciones de trabajo más altas que las partículas gruesas del mismo mineral. En el artículo “Advances in Electrostatic Separation” se otorga mayor información de los mecanismos de carga, este artículo se puede consultar en [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.3 Separación electrostática – Material 5.](#)

#### 4.2.2.1 SEPARADORES ELECTROSTÁTICOS

Principalmente existen tres separadores electrostáticos industriales rodillo de alta tensión (HTR), separador de placas electrostáticas (EPS) y el separador tribostático. De acuerdo con Andrade y Germain (2019) los separadores más utilizados son HTR y EPS para el tratamiento de concentrados de minerales en depósitos de placer.

**Rodillo de alta tensión (HTR).** Este separador consiste en un rodillo de rotación hecho de acero que está conectado a tierra a través de su rodamiento de soporte. Frente al rodillo se sostiene un alambre fino, el cual abarca la longitud completa del rodillo. Este alambre de electrodo lleva de 20 - 30 kW que provoca una ionización parcial del aire entre el alambre y el rodillo.

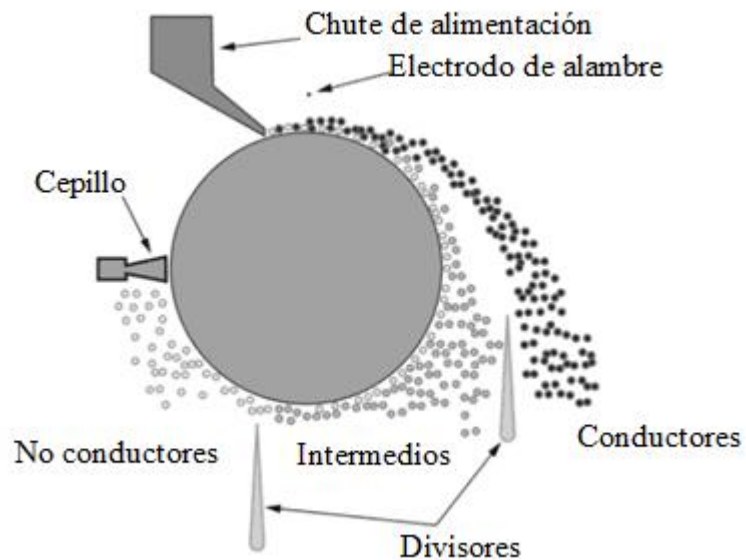
La alimentación ingresa uniformemente a la superficie del rodillo, todas las partículas conductoras como las no conductoras se rocían con iones. Esta carga sobre las partículas genera una fuerza de atracción contra la superficie del rodillo. Las partículas conductoras pierden rápidamente su carga en la superficie del rodillo y son expulsadas por la fuerza centrífuga siguiendo una trayectoria normal lejos del rodillo. En la Tablas 4.2-1 se muestran minerales conductores y no conductores procesados en separadores HTR.

Las partículas no conductoras tienden a no perder su carga y por lo tanto son retenidas al contacto con el rodillo y son transportadas a un cepillo que las desprende de la superficie del rodillo. Las especies que exhiben una conductividad intermedia se desprenden del rodillo sin llegar al cepillo en un punto intermedio al giro del rodillo. Tanto las partículas conductoras como las no conductoras se recolectan en una tolva de producto dividido en la parte inferior de la unidad (Figura 4.2-14).

**Tabla 4. 2-1**  
Comportamiento de los minerales en un  
separador HTR.

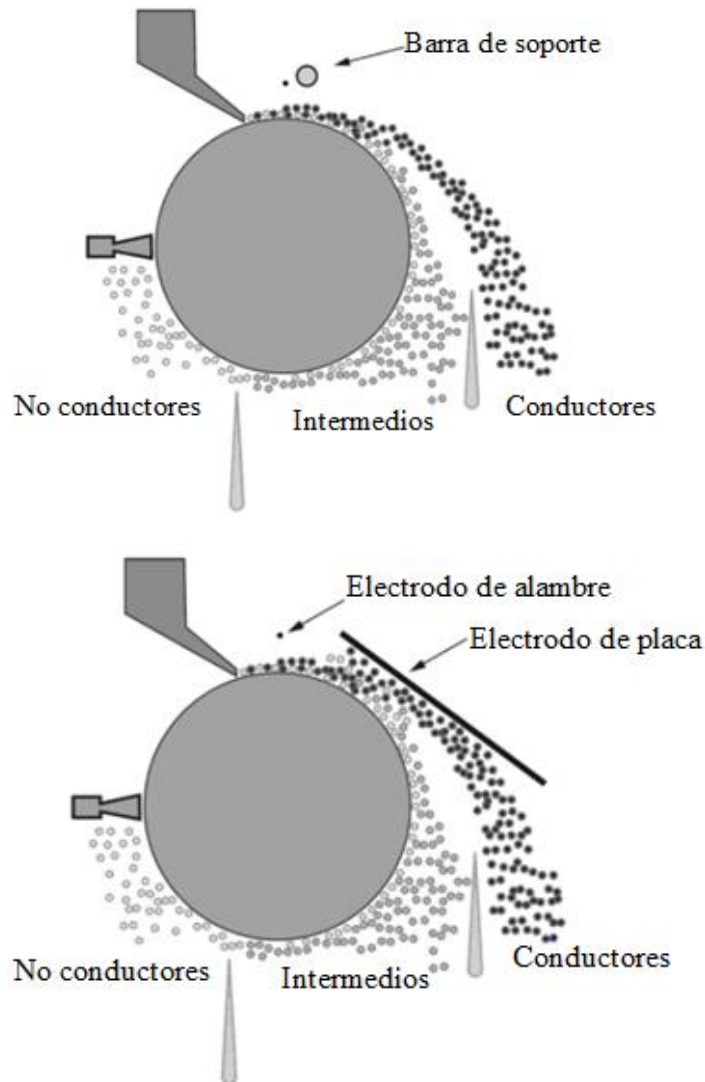
Comportamiento de los minerales en un separador HTR	
Minerales no conductores	Minerales conductores
Apatito	Casiterita
Barita	Cromita
Calcita	Diamante
Corindón	Feldespato
Granate	Galena
Yeso	Oro
Cianita	Hematita
Monacita	Ilmenita
Cuarzo	Magnetita
Scheelita	Pirita
Sillimanita	Rutilo
Espinela	Esfalerita
Turmalina	Estibinita
Zircón	Wolframita

Adaptado de Romero y Romero (1989).



**Figura 4. 2-14** Componentes de un separador HTR. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Usualmente, el electrodo de alambre se sostiene por un tubo o placa metálica, el cual actúa como un electrodo secundario no ionizante. Estos conjuntos de electrodos actúan para crear una descarga de alto voltaje. El alambre fino tiende a descargarse fácilmente ionizando el aire, y el electrodo de mayor diámetro tiene un campo corto, denso y sin carga. Cuando se mueve a una posición cercana al rodillo proporciona un fuerte campo electrostático en la superficie del rodillo. Este campo induce una carga de polaridad opuesta al tubo metálico a los minerales conductores de modo que se ven atraídos hacia el tubo mientras que los materiales semiconductores se mantienen mayor tiempo en el rodillo (Figura 4.2-15).



**Figura 4. 2-15** Variables del electrodo secundario de un separador HTR. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Las variables de la unidad como la velocidad del rodillo, voltaje del electrodo, velocidad de alimentación, posición del divisor del producto y la posición del electrodo son ajustables para lograr una separación efectiva.

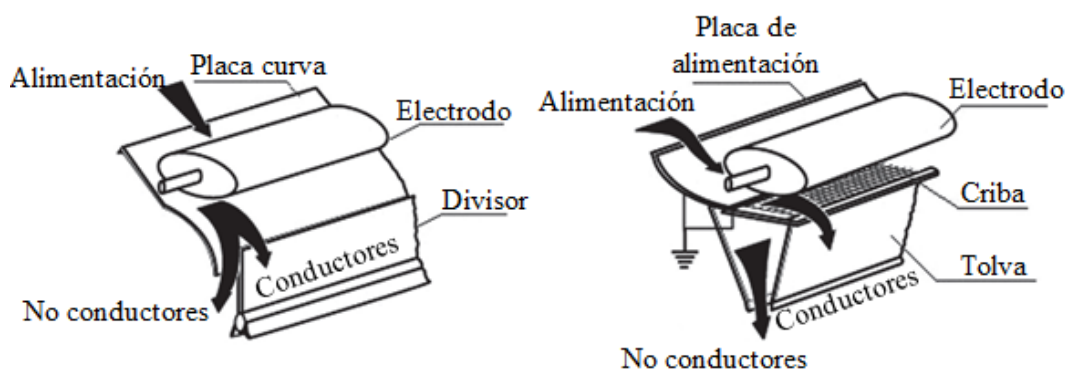
Norrgran y Mankosa (2019) indican que introducir el material de alimentación a una temperatura elevada permite aumentar la eficiencia de la separación. El aumento de la velocidad del rodillo mejora la pureza de la corriente, pero reduce su tonelaje, para cada operación debe de existir una velocidad del rodillo óptima. Actualmente unos de los principales fabricantes es Mineral Technologies las características de estos equipos se muestran en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.3 Separación electrostática – Material 1 y Material 3.](#)

**Separador de placas electrostáticas (EPS).** En este equipo las partículas de la alimentación ruedan bajo la acción de la gravedad por una placa de acero conectada a tierra. Las partículas pasan debajo de un electrodo no ionizante en forma de tubo o placa que se sitúa paralela a la longitud de la placa.

La alimentación cae por gravedad sobre la placa inclinada conectada a tierra y dentro de un campo electrostático inducido por el electrodo de alto voltaje. Las partículas conductoras adquieren una carga inducida desde la placa conectada a tierra y se mueven hacia el electrodo cargado opuestamente; es decir las partículas experimentan un efecto de “elevación”. Las partículas no conductoras no se ven afectadas por este campo. Este efecto de elevación en conjunto con la placa produce una trayectoria que transporta las partículas sobre un divisor para separar el producto.

Las unidades EPS son ideales para partículas conductoras de tamaño fino, debido a que el funcionamiento del equipo depende de la carga superficial y masa de las partículas, los conductores finos se separan efectivamente de los no conductores gruesos. Las variables de las unidades EPS son la geometría del electrodo, voltaje y polaridad del electrodo, curvatura de la placa y posición del divisor (Wills y Finch, 2016).

Los separadores industriales EPS utilizados comúnmente son el tipo placa curva y placa tipo criba. Las placas curvas es la más utilizadas, este equipo presenta una placa conectada a tierra que tiene un punto de inflexión debajo del electrodo que ayuda a transferir la carga a las partículas conductoras. La placa tipo criba tiene una curvatura cóncava simple que dirige las partículas no conductoras a una criba gruesa. Las no conductoras caen a través de la criba mientras los conductores son levantados a través del electrodo y caen en un conducto separador (Figura 4.2-16).

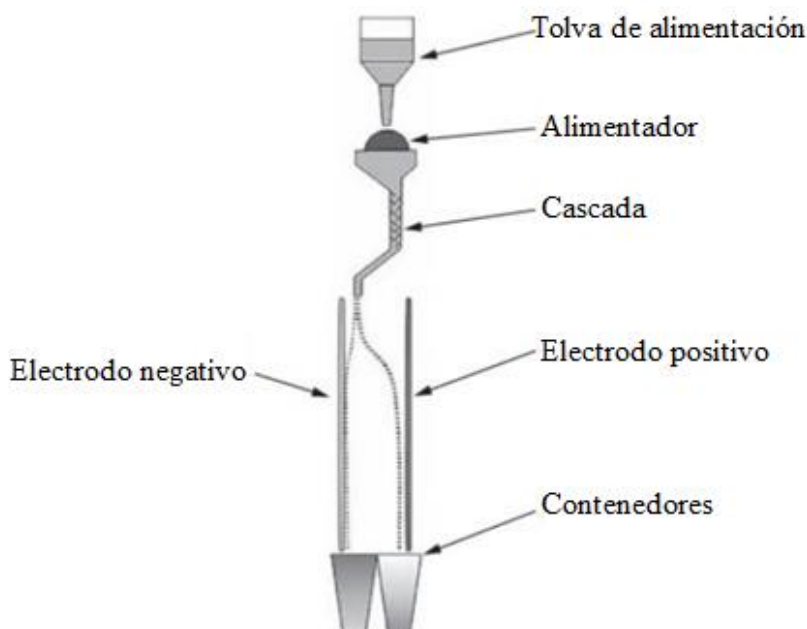


**Figura 4. 2-16** Esquema de un separador EPS. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

El principal fabricante es Mineral Technologies las características de los separadores EPS se muestran en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.3 Separación electrostática – Material 2.](#)

**Separador tribostático.** Un separador tribostático incorpora un medio para cargar las partículas inmediatamente antes de ingresar a la zona de separación. Este mecanismo de carga consiste en un conducto en cascada donde las partículas caen bajo la influencia de la gravedad a través de este conducto en zigzag para permitir el contacto entre partículas. Cuando las partículas entran en contacto intercambian electrones durante el contacto, de modo que un componente se carga negativamente mientras que el otro se carga positivamente. Otro mecanismo de carga puede incluir tubos rotativos, cepillos o corrientes de aire (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.3 Separación electrostática – Material 4).

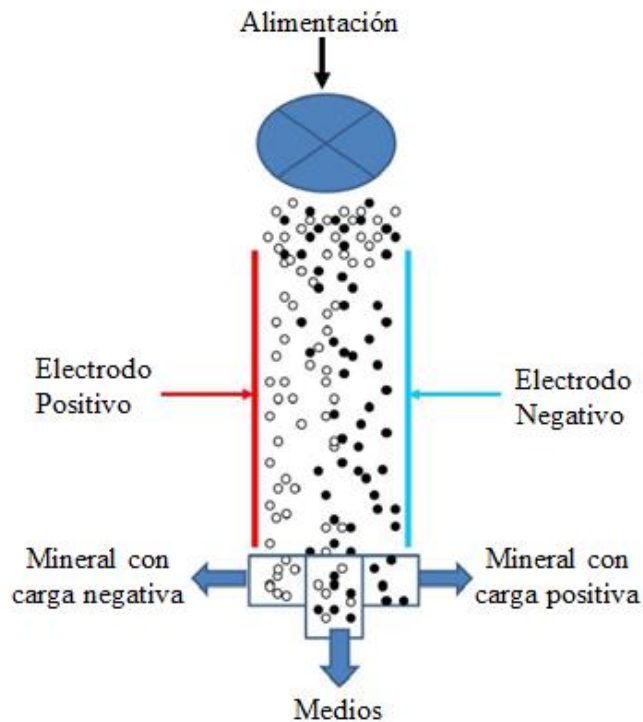
La zona de separación de una unidad tribostática de caída libre consta de dos electrodos dispuestos verticalmente con polaridad opuesta (Figura 4.1-17). Cuando el material cargado se dirige entre los electrodos caen bajo la influencia de la gravedad. La trayectoria de las partículas es modificada por el electrodo con la carga opuesta siendo atraídas. Los minerales separados se recogen en el fondo de la zona de separación en dos contenedores.



**Figura 4. 2-17** Esquema de un separador Tribostático. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

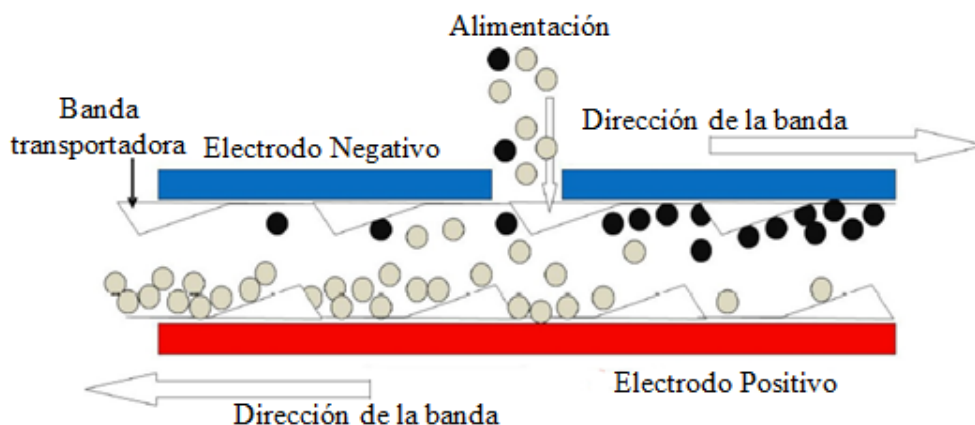
Una variante de estos separadores son las unidades triboelectrostáticas de banda; en este separador el material de alimentación se introduce en un espacio estrecho entre dos electrodos planos paralelos. La acción de la banda a alta velocidad entre los electrodos provoca el contacto entre partículas, dando como resultado una carga triboelectrostática de las partículas.

Las partículas cargadas son atraídas a los electrodos de carga opuesta, permitiendo que las partículas se enganchen a los extremos de la banda en movimiento para después ser capturados en canales a contracorriente para el manejo de los minerales separados. Las partículas que permanecen en la banda son descargadas en el extremo para ser alimentadas nuevamente (Figura 4.2-18). Estos separadores pueden manejar tamaños de 500 - 100  $\mu\text{m}$  con capacidades que varían de 1 a 50 toneladas por hora.



**Figura 4.2-18** Separación de las partículas cargadas. Adaptado de Bittner et al. (2012).

Para el tratamiento de materiales menores a  $100 \mu\text{m}$  se emplea un separador de banda fina, en este separador las partículas se carga por el efecto triboeléctrico a través de colisiones entre partículas en un distribuidor de aire dentro de un espacio entre dos electrodos. Entre ambos electrodos se tiene una banda de un material no conductor con una malla con un 60 % de área abierta, las partículas atraídas por la fuerza del campo eléctrico al electrodo inferior cargado positivamente o al electrodo superior cargado negativamente son atrapadas sin generar un material circulante (Figura 4.2-19).



**Figura 4.2-19** Separador de banda. Adaptado de Bittner et al. (2012).

En el [Apéndice C-V](#) se muestran las características operativas de los separadores electrostáticos desarrollados por Mineral Technology.

#### 4.2.2.2 SELECCIÓN DE SEPARADORES ELECTROSTÁTICOS

Cada operación tiene sus particularidades, por lo tanto, la cantidad y disposición de los separadores electrostáticos requeridos para el beneficio es único en cada operación. Para seleccionar un separador existen algunos principios generales señalados por Norrgran y Mankosa (2019) para una primera estimación y cantidad de separadores requeridos como lo son la aplicabilidad de los separadores electrostáticos, consideraciones de tamaño de las partículas, tonelaje a procesar, manejo del producto intermedio, número etapas en la separación, preparación de la superficie del mineral, pruebas del laboratorio y diagrama del circuito de separación electrostática.

Norrgran y Mankosa (2019) afirman que la única forma de garantizar la selección correcta es a través de una planta piloto y pruebas de laboratorio.

**Aplicabilidad de los separadores electrostáticos.** Para una correcta selección se debe de conocer la aplicabilidad de cada separador. Norrgran y Mankosa (2019) señalan que los separadores HTR y las unidades EPS se utilizan en conjunto en diagramas de flujo debido a que sus características de separación son complementarias. Los separadores HTR tienen a generar un producto intermedio con valores conductores de menor tamaño y minerales no conductores gruesos. Este material es adecuado para tratarse en unidades EPS porque los conductores son susceptibles al fenómeno de “elevación” que genera el equipo permitiendo que los gruesos sean rechazados.

En etapas primarias de separación se emplean separadores HTR porque pueden tratar una carga alta en la alimentación en comparación con las unidades EPS. Las unidades EPS se usan en el tratamiento del material rechazado del separador HTR. En general los separadores EPS cuentan con una mayor eficiencia para separar los minerales conductores con un menor tamaño por lo tanto es recomendable para minerales que exhiben una conductividad similar quedando fuera del alcance de un separador HTR.

Los separadores HTR y EPS han encontrado una gran aplicación para el tratamiento del concentrado de separadores gravimétrico permitiendo el tratamiento de minerales con un alto porcentaje de minerales densos con silicatos y limos remantes. El tratamiento con separadores electrostáticos produce un concentrado limpio una vez que el material es secado y molido en seco. Los equipos HTR y EPS en conjunto con separadores magnéticos han encontrado una gran aplicación para producir concentrados de ilmenita, rutilo, leucoxene, circón, silimanita, monacita y xenotima.

Los separadores HTR también son usados para la separación de casiterita, ilmenita y columbita en depósitos de placer. También es empleado para rechazar silicatos no conductores de concentrados de minerales de hierro y cromita. También son empleados para eliminar contaminantes de concentrados de halita (Norrgran y Mankosa, 2019).

La separación tribostática de caída libre se utiliza en la eliminación de cuarzo de piedra caliza y la eliminación de arena de sílice de feldespato. El separador tribostático de banda se emplea para la separación de potasa de halita, talco de magnesita, caliza de cuarzo, brucita de cuarzo, óxidos de hierro de sílice, micas – feldespato de cuarzo, wollastonita de cuarzo, fosfato – calcita de arenas de sílice, barita de cuarzo, circón de rutilo, berilo de cuarzo, fluorita de cuarzo y florita – barita de calcita. La aplicación de un separador tribostático depende de la carga de las partículas en función del efecto triboeléctrico, este método puede separar dos minerales ya sea conductor – conductor o no conductor.



**Consideraciones del tamaño de partículas.** Los separadores funcionan de manera eficiente con un tamaño de alimentación estrecho. Los separadores HTR cuando la alimentación tiene un alto porcentaje de finos se requiere una velocidad del rodillo alta. Por lo tanto, una alimentación con tamaño mixto debe tener una velocidad equilibrada cumpliendo con la condición antes mencionadas. De esta manera generalmente se requiere una relación de 3:1 entre las partículas gruesas y las finas para lograr una separación eficiente. Cuando se trata de una separación difícil el rango de tamaño a 2:1 puede ayudar en algunas ocasiones. Cuando la relación entre las partículas es mayor que 3:1 se puede tener una correcta separación cuando el separador HTR se usa en conjunto con un separador ESP.

La efectividad de los separadores HTR disminuye con partículas con un tamaño superior a 1 mm. Esto se debe al contacto de las partículas con el rodillo giratorio se debe de evitar que las partículas reboten de manera excesiva. Además, la concentración de partículas gruesas en la superficie del rodillo hace que las partículas no se puedan mantener en el rodillo debido a la acción de la fuerza centrífuga.

Los separadores EPS manejan un amplio rango de tamaños, esto hace que estos equipos puedan separar minerales conductores finos. Se puede considerar la misma relación de tamaño de 3:1 al igual que los separadores HTR. La separación electrostática es ineficiente en partículas por debajo de 30  $\mu\text{m}$  debido a que la interacción entre la carga de las partículas hace que interactúen de manera independiente.

**Tonelaje a procesar.** El tonelaje a procesar determinar el número de separadores requeridos para el proceso; para minimizar los costos de inversión de la planta, siempre se busca el número mínimo de separadores. De esta manera las toneladas alimentadas en cada separador deben maximizarse dentro de los límites permisibles para obtener la ley y recuperación programadas. El aumento del tonelaje de alimentación en general en los concentradores o separadores reduce la eficiencia metalúrgica del proceso.

Cuando se trata de una mineral complejo o donde se requiere una pureza muy alta del producto, se requiere de múltiples etapas de concentración para lograr la ley y recuperaciones deseadas. Los separadores HTR son utilizados en etapas primarias de separación debido a que pueden recibir grandes alimentaciones, para una mayor pureza el producto debe pasar a una segunda etapa de separación y posiblemente una tercera etapa.

En el mercado se encuentran separadores HTR con tres rodillos, dos unidades con dos rodillos y tres unidades con dos rodillos. Con diámetros de rodillos 6 a 16 pulgadas que permiten tener capacidades de 300 kg/h hasta 10 t/h. Los separadores EPS se encuentran en unidades con tres, cinco y diez platos otorgando capacidades de 100 kg/h hasta 5 t/h. Finalmente los separadores tribostático de caída libre se encuentran con una o dos estaciones simples o doble zona de concentración permitiendo capacidades hasta de 40 t/h.

**Manejo de material intermedio.** Es importante considerar si se trataran el material intermedio de la planta de separación electrostática. Se debe de considerar en el diagrama desde la etapa primaria en el separador HTR y colocar su propia etapa de tratamiento. Estos materiales contienen un nivel elevado de mineral no conductor gruesos y conductores finos con minerales que tienen una conductividad intermedia. Cuando el material intermedio es alimentado al mismo flujo no se proporcionan las condiciones ideales de separación, en consecuencia, se tiene una acumulación de material circulante cambiando la granulometría de la alimentación y aumentando el tonelaje hasta cinco veces el flujo original afectando la eficiencia de la separación.

La mayoría de circuitos de separación electrostática son diseñados para minimizar la necesidad de tener material de circulante. En la mayoría de los casos, la carga circulante de material intermedio representa un flujo con una cantidad pequeña del material económico como para justificar etapas de separación adicionales. Es importante tomar la decisión de tratar el material intermedio o dirigir el material a un stockpile para un tratamiento posterior.

**Número de etapas de separación.** Obtener un producto final con una pureza aceptable requiere de múltiples etapas de separación rechazando contaminantes y ganga. Para contrarrestar el espacio que demandar instalar múltiples equipos los separadores HTR son construidos en unidades con rodillos simples, dobles o triples. De esta manera se logra un diseño compacto empleando separadores de múltiples niveles de rodillos o platos en el caso de los EPS.

Anteriormente se mencionó que la circulación del producto intermedio, cuando se instalan múltiples dobles o triples rodillos o platos se busca que se trate el material intermedio en el primer rodillo permitiendo una máxima recuperación de los minerales conductores reduciendo el tonelaje del material intermedio hasta un 10 % de la alimentación en cada rodillo.

En general gran parte del espacio empleado en las plantas de concentración se debe a los equipos para el manejo y distribución del mineral, además de la aplicación de etapas limpieza. Por esta razón es fundamental que mediante pruebas se determine la máxima recuperación aceptable para la rentabilidad del proyecto.

**Consideración de la temperatura y preparación de la superficie del mineral.** El efecto de la humedad en la superficie del mineral tiene un efecto significativo en la conductividad. Generalmente la alimentación a los separadores electrostáticos es seca para que el material fluya libremente, además de evitar que partículas libres se concentren en la superficie del mineral. Por lo tanto, las plantas que emplean como parte del proceso una separación electrostática se realizan a temperaturas elevadas para evitar cambios de humedad de la superficie en la partícula. Esto involucra tener un pleno conocimiento de los cambios de clima locales.

En los separadores HTR se realiza con una temperatura de las alimentaciones superiores a 60° C algunos minerales conductores para una separación óptima requieren temperaturas cercanas a los 100° C. Para separadores EPS operan con una temperatura de alimentación superior a 50° C de lo contrario la humedad superficial causa variaciones significativas en los minerales no conductores.

La presencia de cualquier contaminante en la superficie del mineral puede afectar su conductividad. Es un requisito para la separación electrostática es que el material alimentado sea lavado para eliminar contaminantes, si el mineral se extrajo donde se tiene presencia de agua salina es necesario eliminar todo rastro de sal. En el caso de la presencia de arcillas o contaminantes orgánicos es necesario el uso de reactivos ácidos o cáusticos para limpiar la superficie mineral. De igual forma las trazas de estos reactivos debe ser eliminado antes de la separación.

La carga tribostática solo permite que se acumulen cargas débiles en la superficie de los minerales, por lo tanto, la condición de la superficie del mineral es más crítica que en los separadores HTR y EPS. Para una separación tribostática efectiva se requiere una temperatura de la alimentación superior a 100° C.

**Pruebas de laboratorio.** El correcto diseño de un circuito para un mineral en específico solo se logra realizando pruebas con muestras representativas en separadores a escala en una planta piloto. En cada etapa de separación se requiere una configuración diferente de las variables de los equipos para obtener una separación eficiente por lo tanto es necesario tener suficiente mineral para las diferentes pruebas. Durante las pruebas se deben de considerar los escenarios más probables bajo las condiciones que se pueden presentar en la planta algunos ejemplos son la temperatura de la alimentación, tonelaje de alimentación y granulometría del mineral. También es importante las variaciones que se pueden presentar durante la operación como cambios en el mineral, dificultades operativas de los equipos aguas arriba y mantenimientos.

Es importante considerar que la precisión obtenida en un separador de laboratorio; es difícil de reproducir en una planta con múltiples etapas de separación. Por lo tanto, es probable que la eficiencia metalúrgica lograda en las pruebas de laboratorio sea mayor que la lograda en la planta debido al control de las condiciones operativas. La selección de un separador tribostático solo se puede realizar después de varias pruebas de laboratorio que confirmen su efectividad.

#### 4.2.2.3 CIRCUITOS DE SEPARACIÓN ELECTROSTÁTICA

Cada mineral presente en la alimentación demandara diferentes características de operación para lograr su separación en un circuito de concentración en la Figura 4.2-20 se muestra un diagrama de un circuito base de separación electrostática. La Figura 4.2-21 se muestra una estructura de un circuito de separación para una alimentación mixta que contienen minerales conductores y no conductores. La primera etapa de separación se emplea separadores HTR y en una separación secundaria se emplean separadores HTR para el material conductor. Para la etapa de limpia de los productos se pueden tratar los separadores HTR y EPS para separar el material intermedio. Dependiendo de la operación de cada uno de los concentradores conductores o no conductores se dirigen a procesos de separación adicionales, los cuales pueden ser enviados a una separación magnética, una concentración gravimétrica u otras etapas de separación electrostática para logra una alta pureza del concentrado.

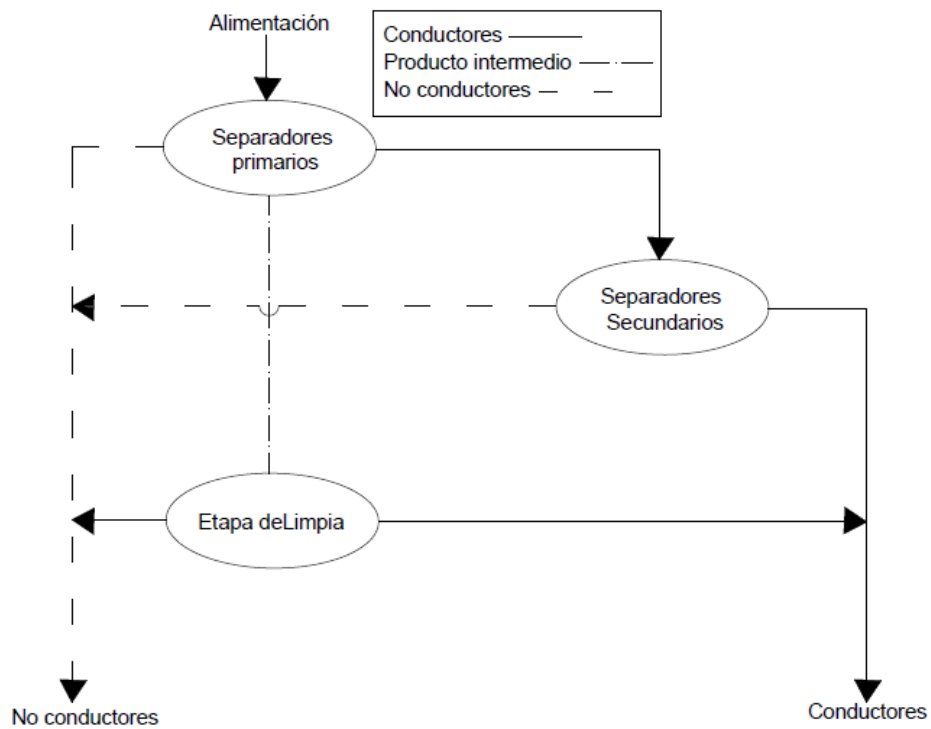


Figura 4. 2-20 Circuito base de separación electrostática. Adaptado de Lawver y Funk. (1970).

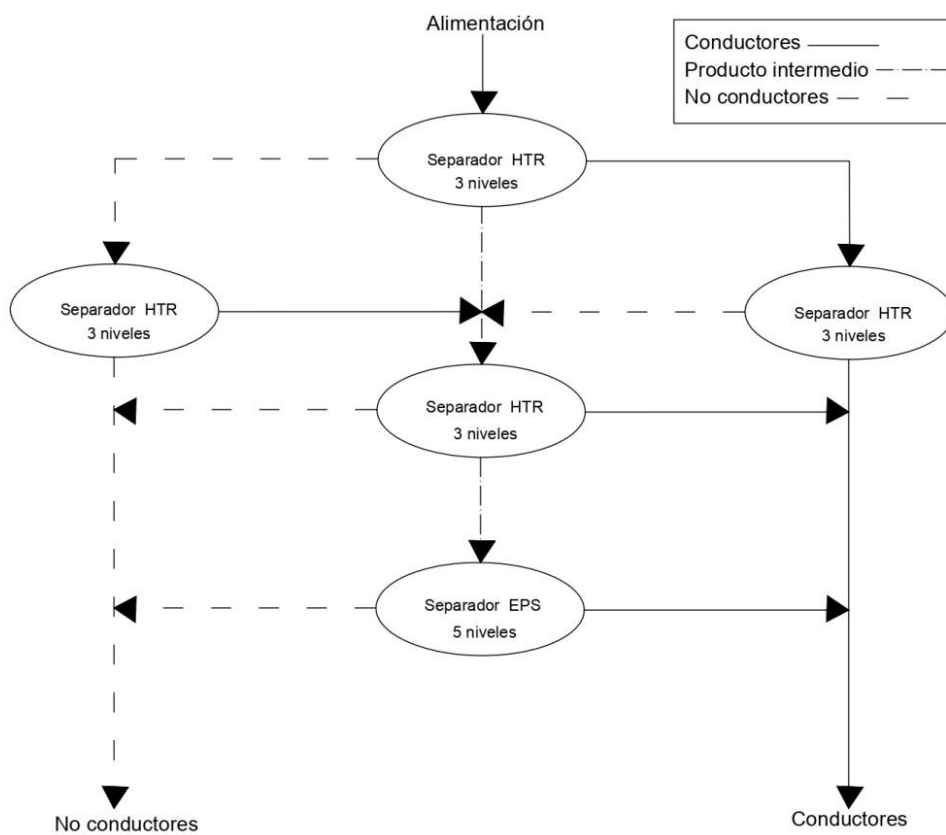


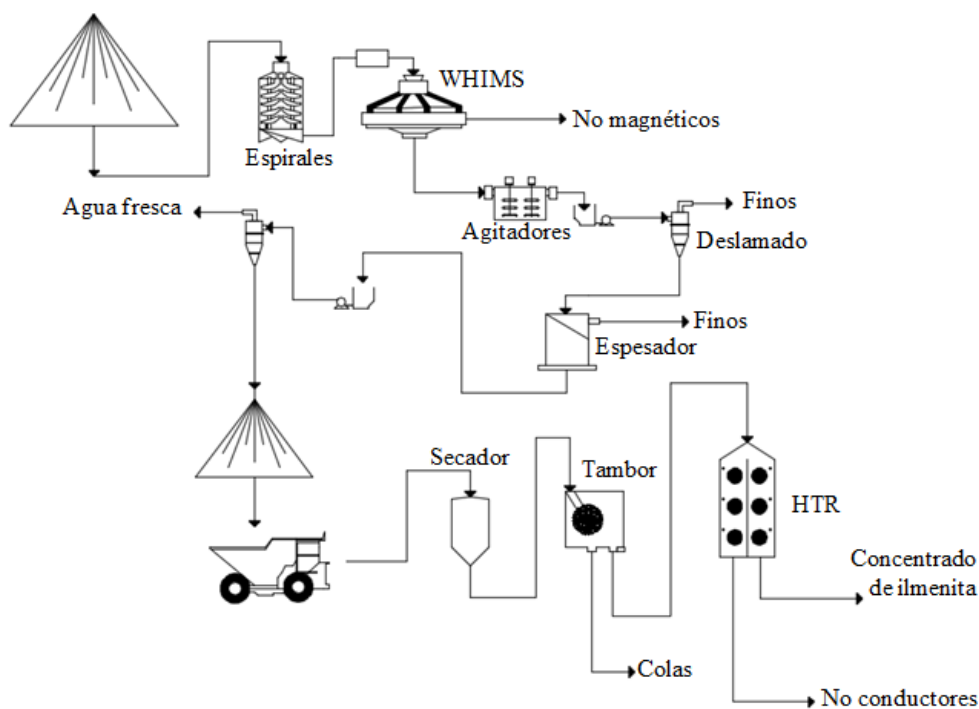
Figura 4. 2-21 Circuito base de separación electrostática mixto. Adaptado de Lawver y Funk. (1970).

La separación tribostática se usa exclusivamente para la separación de dos componentes donde ambos minerales no son conductores. Por lo tanto, emplear un separador HTR sería inadecuado. En algunas operaciones se han empleado separadores EPS que puede funcionar para la separación de cuarzo residual de concentrados de circón y silimanita.

#### 4.2.2.4 CASO DE ESTUDIO: Exxaro Namakwa Sands, Sudáfrica (2011).

Ramsaywok et al. (2011) indican que esta unidad procesa ilmenita, rutilo y circón en la costa oeste de Sudáfrica. Primero el mineral es lavado para ser procesado en un circuito de concentración gravimétrico empleando espirales para producir un concentrado. Este concentrado se procesa en un circuito de separación magnética empleando un separador WHIMS para separar la ilmenita del rutilo y circón. Todo el proceso mencionado anteriormente se realiza con agua de mar (Ver el efecto del agua salada en el procesamiento de separación electrostática, [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.3 Separación electrostática – Material 7](#)).

Posteriormente el concentrado rico en ilmenita se lava con agua fresca para después ser secado. El concentrado lavado se transporta a una planta de separación magnética con un tambor de alta intensidad y electrostática empleando una unidad HTR. La presencia de agua salina en el procesamiento primario, si es lavado de manera ineficiente en la superficie de las partículas la sal se cristaliza durante el secado y permanece en la superficie. Este factor altera la conductividad superficial del material afectando el proceso electrostático disminuyendo la recuperación. En la Figura 4.2-22 se muestra el diagrama para el beneficio de ilmenita.



**Figura 4. 2-22** Circuito generalizado de Exxaro Namakwa Sands. Adaptado de Ramsaywok (2011).

El Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.3 Separación electrostática – Material 6 muestra el papel de los equipos de separación electrostática en el procesamiento de minerales “New Developments on Electrostatic Separation of Fines”.

## REFERENCIAS

- Andrade A. y Germain M. (2019). Electrostatic Separation. En Dunne R., Kawatra K. y Young C. (Eds.), *Mineral Processing & Extractive Metallurgy Handbook* (pp. 857 -89). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Bertrand C., Bazin C. y Nadeau P. (2011). Modelling of the Dry Magnetic Separation Process at Rio Tinto Fer et Titane. 43<sup>rd</sup> Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.
- Bittner J., Gasiorowski S. y Hrach F. (2012). Triboelectric Belt Separator for Beneficiation of Fine Minerals. 51st. Annual Conference of Metallurgists of CIM (COM 2012).
- Bronkala W. (1978) Magnetic Separation. En Mular A. L. & Bhappu R.B. (Eds.), *Mineral Processing Plant Design* (pp. 467 – 473). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Burroughs G. (1991). *Materials Beneficiation* (pp. 128-139). Springer- Verlag.
- Gerards M., Steinberg M. y Podkow S. (2014). Design improvements and implementation of high flow Jones Whims in a hematite processing plant. XXVII International Mineral Processing Congress.
- Iyer V. (2011). Magnetic and Electrostatic Separation. En Darling P. (Ed.). *Mining Engineering Handbook* (pp. 1533 -1545). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Kelly E. y Spottiswood D. (1996). *Introducción al Procesamiento de Minerales*. Limusa.
- Knoll F. y Taylor J. (1985). *Advances in Electrostatic Separation*. Mineral and Metallurgical Processing. Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Lawver J. y Funk R. (1970). High – Tension Electrostatic Separation for Making Iron Ore Superconcentrates. *Mining Engineering*, The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.
- Luttrell G., Kohmuench J. y Mankosa M. (2004). Optimization of Magnetic Separator Circuit Configurations. SME Annual Meeting.
- Mendoze B. R. (1973). Proyecto Peña Colorada. IX Convención Nacional de la Asociación de Ingenieros de Minas, Metalurgistas y Geólogos de México.
- Metso Minerals (2012). Separación magnética de alto gradient HGMS Contínuo. Brochure No. 1630 – 07 -11 ESBL/Sala – Spanish.
- Norrgran D. y Manosa M. (2019). Magnetic Separation. En Dunne R., Kawatra K. & Young C. (Eds.), *SME Mineral Processing & Extractive Metallurgy Handbook* (pp. 839 - 856). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Ramsaywok P., Maluleke O. y Grobler J. (2011). Influence of Saline Water on Electrostatic / High Tension Separation. 8<sup>th</sup> International Heavy Minerals Conference.
- Romero D. y Romero J. (1989). *Electrostatic Separation Circuits. Operation and Maintenance in Mineral Processing Plants*. Canadian of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Steinberg M. y Wong Y. (2016). Recovery of Iron Ore Ultra – Fines from Tailings by Using Wet High Intensity Magnetic Separation – Jones WHIMS. XXVIII International Mineral Processing Congress Proceeding. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Steinberg M., Graham T. y Gerards (2015). Recovery of Iron Ore Fines and Ultrafines from Tailings by Using Wet High – Intensity Magnetic Separation Jones WHIMS. Iron Ore Conference.
- Subba D. (2011). *Mineral Beneficiation a Concise Basic Course*. (pp. 109 - 128). CRC Press Taylor & Francis Group.

- Tripathy S., Suresh N. y Murthy R. (2016). Effect of Particle Size on Dry High Intensity Magnetic Separation of Ilmenite Fines. XXVIII International Mineral Processing Congress Proceeding. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Venatraman P., Knoll F. y Lawver E. (2003). Magnetic and Electrostatic Separation. En Fuerstenau M. y Han K. (Eds.), Principles of Mineral Processing (pp. 221 - 243). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (pp. 223 - 263) 8a ed. Elsevier B.V.

### 4.3 CONCENTRACIÓN POR FLOTACIÓN

Fuerstenau et al. (2007) señalan que la creciente demanda de productos minerales en el Siglo XX llevó al desarrollo de procesos de separación más eficiente llevando al desarrollo de la flotación de minerales teniendo un gran impacto en la industria minera. El desarrollo en la concentración de minerales por flotación se originó en Australia entre los años de 1900 y 1910, desde entonces se convirtió en uno de los métodos de concentración dominantes en las operaciones mineras, los primeros en sentar las bases de la flotación de minerales fueron Taggart (1921) y Gaudin (1922).

Arbiter et al. (1985) destacan que la concentración por flotación no tiene limitaciones en la separación de minerales en comparación con lo demás métodos de concentración. Los procesos gravimétricos, magnéticos y electrostáticos son aplicables solo a un grupo de minerales. La flotación se utiliza para una gama de minerales cuyas características químicas superficiales permitan su concentración. Esto convierte a la flotación de minerales en un proceso versátil para concentrar con éxito recursos de baja ley y minerales de grano fino.

El proceso de flotación es ideal para la separación de minerales complejos por su alta selectividad. De esta forma es posible tratar minerales complejos en diferentes circuitos de flotación, por ejemplo, la flotación selectiva Pb, Zn y Cu que permite obtener un concentrado de cada mena.

Los tamaños de partícula que pueden ser tratados mediante flotación varían desde 8 a 10 mallas hasta  $10 \mu m$ , por debajo de este tamaño resulta complicado explotar las diferencias en las propiedades superficiales con precisión.

#### 4.3.1 FUNDAMENTOS DE LA FLOTACIÓN DE MINERALES

La flotación es un proceso que aprovecha las diferencias naturales o inducidas en las propiedades superficiales de minerales para su separación. Las partículas minerales que tienen una afinidad por el agua reciben el nombre de hidrofílicas, aquellas que repelen el agua son llamadas hidrofóbicas. Las partículas hidrofóbicas pueden adherirse a la superficie de una burbuja. La estabilidad de este proceso se mide por el ángulo de contacto desarrollado entre las fases sólido, líquido y gas.

Cuando la burbuja de aire (fase gas) no desplaza la fase líquida, el ángulo de contacto es cero. Por otro lado, el desplazamiento completo del líquido representa un ángulo de contacto de  $180^\circ$ . Los valores del ángulo de contacto entre estos dos extremos permiten identificar el carácter hidrofóbico de la superficie del mineral (Fuerstenau et al., 1985).

Solo un grupo pequeño de minerales son naturalmente hidrofóbicos. Wills (1985) indica que “Los minerales se clasifican en tipos polares o no polares según sus características superficiales. La superficie de los minerales no polares se caracterizan por enlaces moleculares relativamente débiles. Los minerales están compuestos de moléculas covalentes unidas por fuerzas de Van der Waals y las superficies no polares no se unen fácilmente a los dipolos de agua y por consecuencia son naturalmente hidrofóbicos como el grafito, azufre, molibdenita, diamante, carbón y talco son los únicos con una flotabilidad natural. Los materiales hidrofóbicos por naturaleza son los hidrocarburos, mediante tratamientos químicos se pueden inducir a la superficie un carácter hidrofóbico recubriendo selectivamente la superficie mineral con una mono capa no polar” (p. 379).



Gaudin (1922) y Crozier (1992) mencionan que la mayoría de minerales tiene una unión fuerte de superficie iónica y covalente que los agrupa como polares y reaccionan fuertemente con las moléculas de agua. El grupo polar de minerales esta subdividido en cinco grupos:

1. Metales nativos y sulfuros
2. Minerales oxidados de metales pesados
3. Minerales del tipo sal polar como los sulfatos, carbonatos, boratos, fosfatos, haluros
4. Óxidos, silicatos y aluminosilicatos
5. Sales solubles de metales alquil y alcalinotérreos como la silvina, langenita, vianita.

El grupo uno son minerales nativos y sulfuros son débilmente polares debido a su enlace covalente, la hidrofobicidad aumenta con los sulfatos, carbonatos, fosfatos, luego los óxidos – hidróxidos y finalmente silicatos que son fuertemente hidrofílicos. En la Tabla 4.3-1 se muestra algunos ejemplos de los cinco grupos de minerales polares.

**Tabla 4. 3-1**  
Clasificación de minerales polares.

<b>CLASIFICACIÓN DE MINERALES POLARES</b>				
Grupo 1	Grupo 2	Grupo 3	Grupo 4	Grupo 5
Galena	Barita	Cerusita	Hematita	Zircón
Covelina	Anhidrita	Malaquita	Magnetita	Hemimorfita
Bornita	Anglesita	Azurita	Cromita	Berilo
Calcosita		Siderita	Ilmenita	Feldespato
Calcopirita		Fluorita	Corindón	Silimanita
Argentita		Calcita	Pirolusita	Granate
Milerita		Magnesita	Wolframita	Cuarzo
Cobaltita		Dolomita	Rutilo	
Pirita		Apatito	Casiterita	
Esfalerita		Scheelita	Columbita	
Au, Ag, Pt y Cu		Rodocrosita	Limonita	

Adaptado de Crozier (1992)

La clasificación anterior, pretende ser una base para comprender los fenómenos de flotación, pero en realidad las propiedades superficiales no pueden clasificarse, porque la liberación de las menas no es perfecta y resulta complicado conocer su naturaleza al ingresar a una solución por el hecho que todos los minerales cuentan con una red cristalina donde se encuentran aniones y cationes alternativamente, llevándolos a que se alternen polos de electricidad. La polaridad es esencial en la flotación debido al control de la adsorción de tensioactivos en la superficie mineral para permitir su interacción con las burbujas de aire.

Bulatovic (2007) indica que nunca se puede considerar a las partículas minerales como una solo especie, incluso un pórfido de cobre es un sistema complejo está compuesto por una variedad de minerales. De esta manera en minerales polimetálicos que contiene cobre y zinc, los minerales de cobre pueden ser oxidados o alterados para su flotación, pero la esfalerita en su superficie puede contener cationes de cobre que hacen que la esfalerita sea flotable en condiciones en las que la calcopirita puede flotar.

Mediante el tratamiento con diferentes reactivos se puede inducir la hidrofobicidad, las diferencias en las propiedades de la superficie entre los minerales dentro de la pulpa de flotación se hacen evidentes.

La flotación tiene como objetivo separar selectivamente la mena. La operación de flotación se da en celdas donde las especies minerales de interés económico son suspendidas en una solución acuosa por su característica hidrofóbica y se mantienen en suspensión mediante el rotor que permite la interacción de partículas y burbujas. El mineral valioso se adhiere selectivamente a las burbujas formando agregados de baja densidad, los cuales flotan hacia la superficie para dar lugar a una capa de espuma que es retirada de la superficie por medios mecánicos permitiendo su recuperación, mientras que la ganga se mantiene en la celda, ver Figura 4.3-1.

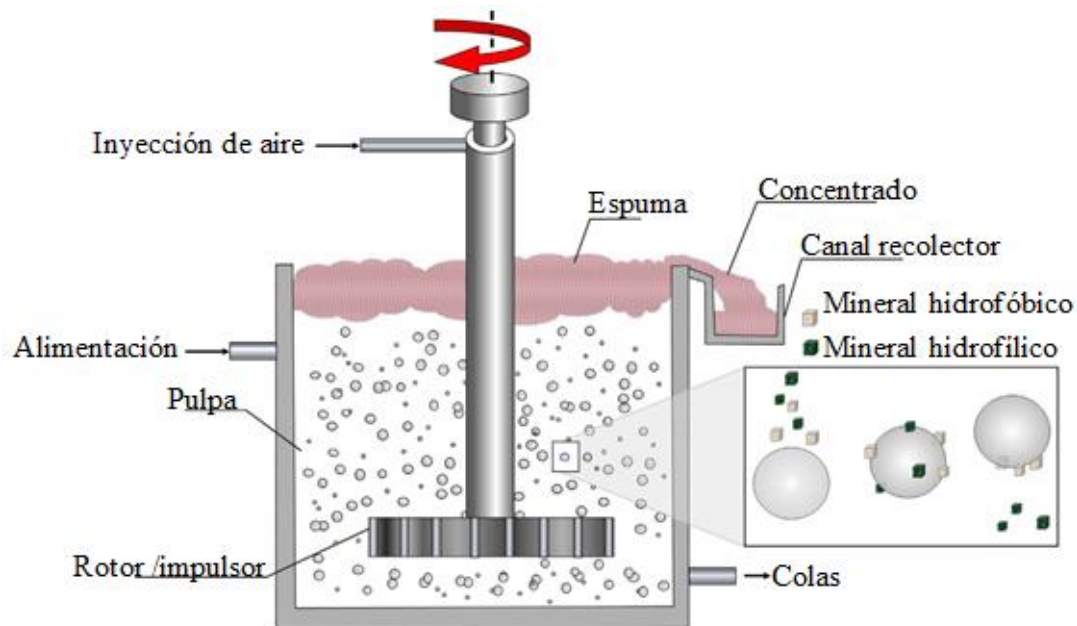


Figura 4.3-1 Principio de la celda de flotación. Adaptado de Wills y Finch (2016).

### Sistema trifásico en la flotación.

Cuando una mezcla de partículas hidrofóbicas e hidrofílicas se suspende en agua y se burbujea aire a través de las partículas en suspensión, las partículas hidrofóbicas tienden a adherirse a las burbujas de aire y flotará a la superficie. De esta manera se obtiene un sistema que involucra tres fases (sólido, líquido y gas) y la interacción de variables químicas y físicas.

- Variables químicas: Tienen el objetivo de permitir la adsorción del surfactante en la superficie mineral. Es fundamental en la flotación controlar la transición entre el estado hidrofílico al hidrofóbico.
- Variables físicas: Como el tamaño y composición de las partículas son propias de la mineralogía del depósito, además de las características de la celda de flotación como hidrodinámica del rotor, velocidad del aire y tamaño de la burbuja intervienen en el proceso.

Nagaraj et al. (2019) enfatizan que la flotación es un equilibrio entre la flotabilidad y la fuerza gravitacional; cualquier perturbación química, física u operativa puede traer cambios en el proceso de flotación.

La fase gaseosa (burbujas) tiene el objetivo de retener las partículas recolectadas y transportarlas para su recolección. Las partículas minerales solo se adhieren a la película de la burbuja si son hidrofóbicas. Una vez que son transportadas a la superficie las burbujas continúan soportando las partículas minerales para formar una capa de espuma estable.

Fuerstenau et al. (1985) mencionan que la fuerza que tiende a mantener a las partículas en una burbuja está determinada por las energías interfaciales entre la fase sólida, líquida y gaseosa. Las tensiones de superficiales entre la superficie mineral y la burbuja conllevan al desarrollo de un ángulo de contacto (Figura 4.3-2).

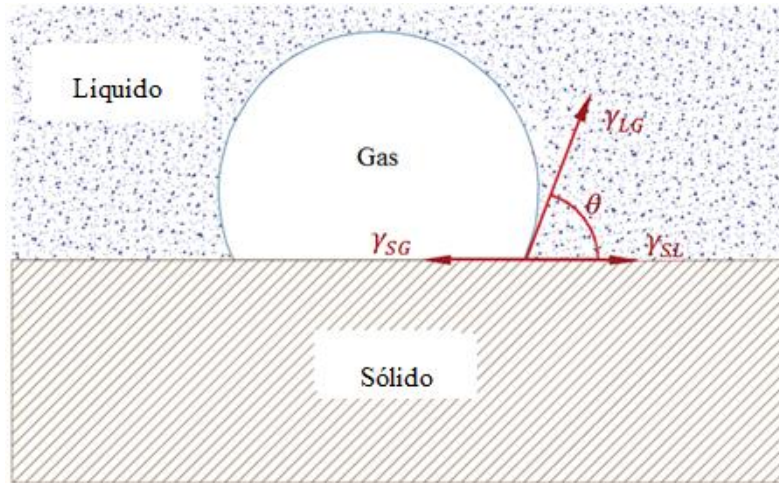


Figura 4.3-2 Representación del ángulo de contacto. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

La estabilidad de adhesión de las burbujas de aire a la superficie mineral se mide mediante el ángulo de contacto. La condición termodinámica general para que exista el contacto entre las tres fases presentes en sistema de flotación, esta se determina con la ecuación de Young – Dupre:

$$\gamma_{SG} = \gamma_{SL} - \gamma_{LG}(\cos\theta) \quad (4.3.1)$$

Donde:

- γ<sub>LG</sub>: Tensión superficial entre la interfase líquido – gas.
- γ<sub>SG</sub>: Tensión superficial entre la interfase sólido – gas.
- γ<sub>SL</sub>: Tensión superficial entre la interfase sólido – líquido.
- θ: Ángulo de contacto.

Si el ángulo de contacto es pequeño, la burbuja no se adhiere a la superficie mientras que un ángulo de contacto grande otorga una fijación fuerte a la burbuja. Una fijación fuerte se logra solo si el mineral es hidrofóbico, por lo tanto, se dice que los minerales con un ángulo de contacto grande son aerofílicos. Los ángulos de contacto para la flotación se encuentran en un rango ente 20° y 80°, un ángulo entre 20° y 30° permiten la separación de las partículas minerales.

La mayoría de los minerales son hidrofílicos y deben hacerse hidrofóbicos mediante la adición de tensioactivos llamados comúnmente como colectores. La mayoría de los reactivos ayudan a la flotación mediante su adsorción selectiva en las partículas o formando complejos con las especies químicas que interfieren en la adsorción del colector en la superficie mineral.

Al remplazar la interfase sólido – líquido por la interfase sólido – gas ocurre una separación de carga entre la fase acuosa y el sólido por lo que la superficie del mineral adquiere una carga. El cambio de energía libre que acompaña el desplazamiento de un área unitaria de la interfase sólido – gas está dado por la ecuación de Dupre:

$$\Delta G = \gamma_{SG} - (\gamma_{SL} + \gamma_{LG}) \quad (4.3.2)$$

La movilidad de dicha carga en la fase sólida es limitada por los átomos de la red cristalina en la superficie del mineral, mientras que la carga en la fase acuosa es móvil y se distribuye en una región adjunta a la superficie del mineral.

La interface mineral – agua, mineral – aire y agua – aire poseen una energía superficial que desempeña un papel fundamental en el fenómeno de flotación. Los átomos e iones que forman parte de la superficie mineral, están sujetos a diferentes cambios en el medio, la capa superficial de los minerales posee una mayor energía superficial, esto se relaciona con la adsorción y no adsorción de reactivos en las fases interfaciales (Crozier, 1992).

**Fase de sólida.** Esta fase es la más compleja no solo porque consta de numerosos minerales en la partícula, sino que cada partícula mineral experimenta diversos cambios durante la flotación. La mayoría de ellos liberan diferentes aniones y cationes que migran a la fase líquida haciendo que sea complejo el sistema de flotación. Basándose en estos aspectos, la fase sólida representa un problema en los procesos de flotación por su variabilidad.

La capa superficial de una partícula mineral juega un papel importante en su interacción con los reactivos. La composición química de la superficie mineral nunca es la misma que la determinada por la fórmula química de la especie mineralógica. La liberación de las partículas es un caso ideal, pero en la mayoría de los casos pueden incluir pequeñas inclusiones de otras especies generando una partícula compuesta que cambia las condiciones de flotación.

Es así que las propiedades fisicoquímicas de la superficie mineral es variable, lo cual se traduce en que la capa de adsorción del reactivo es variable. Este fenómeno se conoce como heterogeneidad de la superficie mineral que afecta la respuesta de los reactivos de flotación.

**Fase líquida.** En esta fase tiene lugar la separación de minerales por flotación. Las propiedades fisicoquímicas de la superficie de las partículas y reactivos empleados están relacionadas con las propiedades de las moléculas de agua. Sin embargo, las propiedades del agua en ocasiones no reciben mucho énfasis en el análisis del fenómeno de flotación, pero es importante, el agua es una sustancia con una composición de hidrógeno y oxígeno con una proporción atómica de 2:1. La agrupación de moléculas de agua es estable en la fase líquida, si no se rompe el equilibrio creando iones hidronio e hidróxido. La hidratación de iones es la causa de la formación de iones en la red cristalina es la causante de romper en enlace entre los átomos de la red cristalina, el concepto de hidratación es fundamental para la comprensión de la flotación que recubren las partículas minerales con una película de hidróxido llegando a la hidratación del ion. La formación de una capa de hidratación significa que la energía del enlace entre dipolos de iones y agua es mayor.

Es por eso que mayoría de los minerales en la fase acuosa transfieren aniones o cationes en solución que cambia la composición iónica del agua cambiando la interacción entre reactivos y la superficie mineral. En algunos casos los cationes en solución pueden tener un efecto negativo en el proceso.

Al hidratarse una red cristalina de carácter iónico los cationes se hidratan y posteriormente pueden tenerse las condiciones para llevar a cabo la transferencia de electrones para formar diversas especies o llevar a la solución. Esto produce un desequilibrio eléctrico del sistema, pues la superficie de los sólidos adquieren una carga.

Para equilibrar el sistema sólido – líquido, la superficie cargada cesa la disolución de cationes presentes en la red cristalina y en seguida desde la solución atraerá iones cargados positivamente. Entre la superficie y el líquido se forma un potencial eléctrico que origina una doble capa eléctrica. El potencial eléctrico formado por la capa eléctrica de iones de la solución junto con la superficie carga es conocido como potencial electroquímico. La doble capa eléctrica influye en la adsorción de los reactivos en la superficie mineral, se tiene una relación directa entre el valor del potencial eléctrico y la cantidad de moléculas o iones adsorbidos.

**Fase gas.** La importancia de la fase gaseosa no solo es crear burbujas de aire como portador de minerales, sino que también proporciona el oxígeno suficiente para lograr una flotación selectiva.

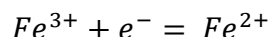
Las propiedades eléctricas de una superficie mineral están determinadas por procesos electroquímicos y electrocinéticos. En la fase acuosa, los iones de la superficie interactúan con la fase líquida u otro componente en la fase líquida. Durante el proceso de flotación algunos iones se transfieren a la solución, lo cual provoca cambios en el equilibrio eléctrico en la superficie mineral permitiendo que se cargue eléctricamente (Bulatovic, 2007).

Cuando los metales y minerales interactúan con productos químicos en un medio acuoso. Se tienen diferentes reacciones que involucran metales y especies químicas. La clasificación de las reacciones que se pueden llevar en el medio acuoso bajo ciertas condiciones incluye precipitación, hidrólisis, electroquímica, conversión, complejación, solvatación y disociación iónica.

Existen dos parámetros fundamentales para controlar el comportamiento de los metales en soluciones acuosas los cuales son el pH y potencial de oxidación de la solución. El comportamiento termodinámico de un sistema acuoso está determinado por estos dos parámetros, junto con las concentraciones o actividades de las especies disueltas. El pH de la solución determina el carácter ácido – alcalino del sistema y es el parámetro principal que controla la oxidación o reducción de elementos de la red cristalina, además de la efectividad de los reactivos de flotación. Un parámetro fundamental para la correcta separación de minerales en la flotación es el control del pH que es controlado con reactivos modificadores.

El potencial de oxidación en un sistema acuoso determina los estados de oxidación de las especies metálicas y determina las especies en el sistema de flotación. Cuando un metal y mineral metálico se encuentra en un medio acuoso con productos químicos, es importante comprender el efecto del potencial de oxidación – reducción y el pH del entorno. El potencial y pH del sistema impactan en la forma en que el metal reacciona en la solución.

Dependiendo del entorno el metal puede formar una película pasiva de óxido o una transferencia de electrones que lo puede llevar a solución. El diagrama de fases del catión metálico de la red cristalina en relación con el potencial de óxido – reducción y pH guía el producto termodinámicamente con el sistema acuoso ante determinadas condiciones. En un diagrama de potencial - pH en las coordenadas se encuentra el potencial de oxidación "E" en unidades de voltios y el pH de la solución. Para reacciones que implican transferencia de electrones se tiene:



La energía libre de la reacción está vinculada a la transferencia de electrones. La transferencia de electrones está vinculada con el potencial electroquímico o voltaje. El potencial es equivalente a la energía por unidad de carga transferida. La relación entre la energía libre y potencial electroquímico está dada por:

$$\Delta G_r = -nN_A e E = -nFE \quad (4.3.3)$$

$$\Delta G_r^{\circ} = -nFE^{\circ} \quad (4.3.4)$$

Donde:

$E$ : Potencial eléctrico o voltaje.

$E^{\circ}$ : Potencial estándar o voltaje.

$n$ : Número de electrones transferidos por mol de reacción.

$N_A$ : Número de Avogadro ( $6.022 \times 10^{23}$  átomos o moléculas/mol)

$e$ : Carga por electrón ( $1.602 \times 10^{-19}$  C/electrón).

$F$ : Constante de Faraday (96,468 C/mol electrones).

En la flotación cuando se lleva a cabo un proceso selectivo para separar las menas; el correcto desempeño de la flotación depende del equilibrio de las concentraciones de reactivos. Lo cual está relacionado con la adsorción de los reactivos como el caso de los colectores que le otorgan a la superficie un carácter hidrofóbico. El pH controla la carga superficial de las partículas de mineral y estado de la red cristalina. Conociendo el punto isométrico (IEP) de cada mineral se puede determinar el pH para una separación selectiva, esto implica el conocimiento de los conceptos de doble capa eléctrica y potencial zeta.

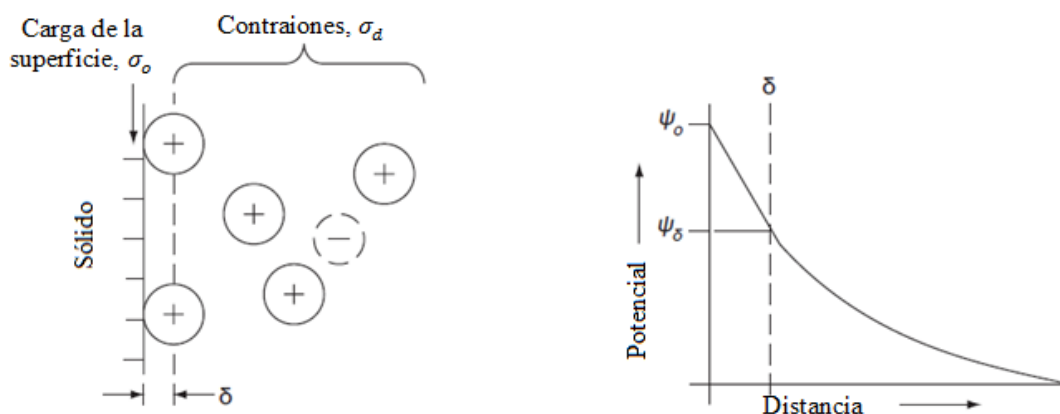
### **Doble capa eléctrica.**

El fenómeno de desplazamiento de la fase líquida de la superficie mineral por la fase gaseosa produce una carga eléctrica entre la fase sólido – líquido. El sólido adquiere una carga superficial con respecto a la fase líquida. La capacidad de carga en la fase sólida está limitada a los átomos de la red cristalina, mientras que la carga en la fase acuosa móvil (contraiones) se distribuye en una región adyacente a la superficie del mineral para mantener la neutralidad eléctrica (Fuerstenau y Raghavan, 2007).

Cuando la fase sólida adquiere un potencial con respecto a la solución, esta carga se compensa con una distribución de carga igual en la fase acuosa. La carga en solución junto con la carga en la superficie mineral se conoce como doble capa eléctrica (Somasundaran y Lou, 1999).

Un concepto fundamental en la doble capa eléctrica es un plano de corte (plano de Stern), que separa la carga fija y la móvil. El potencial eléctrico en el plano de corte se conoce como

potencial zeta. La distancia más cercana a los contraiones a la superficie del mineral es el plano de Stern ( $\delta$ ). Dependiendo si los iones permaneces hidratados o deshidratados tras la adsorción, puede existir un plano de Stern interior y otro exterior. El potencial de la superficie es  $\psi_o$ , en el plano de Stern  $\psi_\delta$  se encuentra en la mayor parte de la solución hasta que el potencial cae a cero, ver Figura 4.3.3.



**Figura 4.3-3** Esquema de la doble capa eléctrica y caída de potencial. Adaptado de Fuerstenau et al. (2007).

Los fenómenos de adsorción en la interface sólido – líquido están controlados en su mayoría por la doble capa eléctrica. El fenómeno de adsorción se considera como una distribución preferencial del adsorbente (surfactante y especies inorgánicas) en la región interfacial como resultado a cambios de energía favorables. Por lo tanto, una especie surfactante se puede adsorber en la burbuja o en la superficie mineral (Fuerstenau y Somasundaran, 2003).

Las condiciones de la superficie mineral pueden generar diferentes mecanismos como la quimiadsorción y fisiadsorción. Kawatra (2011) define estos dos procesos:

**Quimiadsorción.** Los iones o moléculas en el sistema de flotación sufren una reacción química superficial del mineral que los une irreversiblemente, cambiando la naturaleza de la superficie. Este mecanismo de adsorción en la superficie mineral y los reactivos colectores implica la transferencia de electrones. Los colectores que emplean este mecanismo son selectivos porque los enlaces químicos son afines a solo algunos átomos.

**Fisiadsorción.** Los iones o moléculas en el sistema de flotación se asocian a la superficie mineral mediante fuerzas electrostática o fuerzas de Van der Waals. No hay electrones compartidos o transferencia de electrones entre el reactivo y la superficie mineral. Este mecanismo es poco selectivo, estos colectores se adsorben en cualquier superficie que tenga una carga eléctrica correcta.

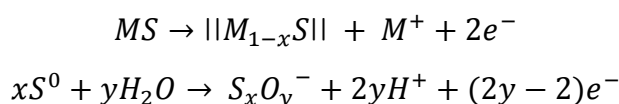
Las fuerzas electrostáticas desempeñan un papel fundamental en la flotación de minerales no sulfurados como la apatita, corindón, cuarzo, monacita, circón y magnetita, debido a que adquieren su carga debido a la hidrólisis y condiciones de pH.

La fisiadsorción se produce porque los minerales adquieren una carga en la solución debido a la disociación preferencial de iones o hidrólisis de las especies superficiales con la disociación de los hidroxilos dependiendo del pH. A valores bajos de pH se tiene un exceso de sitios positivos en la superficie mineral y a valores altos de pH resulta un exceso de sitios negativos. La superficie positiva permite adsorber iones negativos y la superficie negativa

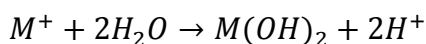
adsorbe iones positivos. El pH donde la carga neta de la superficie es cero es un indicador de las propiedades electrostáticas de un mineral y se denomina “punto de carga cero” (PCC).

La teoría electroquímica de la adsorción está asociada con las propiedades semiconductoras de minerales que involucra a los minerales sulfurados. Chander (1999) señala “Varias reacciones químicas y electroquímicas de la flotación de minerales sulfurados que comienzan a ocurrir tan pronto como el mineral se ve expuesto a la solución. Estas reacciones involucran a las partículas de sulfuros, reactivos y el oxígeno en la celda de flotación” (p.130). Algunas de las reacciones que se llevan a cabo en la flotación de minerales son las siguientes:

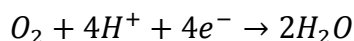
Oxidación de la superficie mineral de un sulfuro.



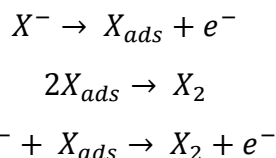
Hidrólisis de iones metálicos.



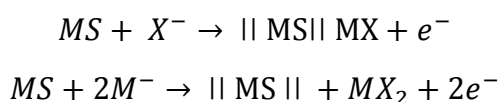
Reducción catódica de oxígeno.



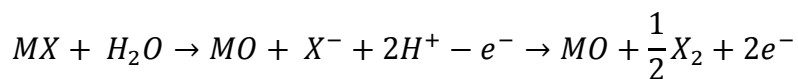
Oxidación anódica del colector.



Formación del enlace metal / colector (Sal metal/colector).

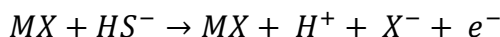


Descomposición de las sales metálicas por oxidación.

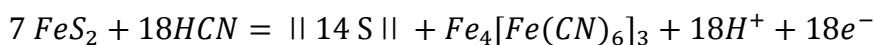


Degradación del colector por oxidación. La degradación de un colector puede ocurrir a través de reacciones químicas o electroquímicas.

Degradación de un colector MX por un depresor.



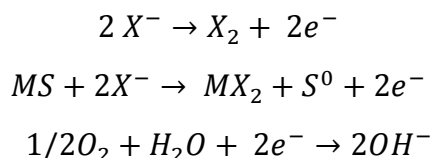
Formación de compuesto depresor / metal. Por ejemplo, la depresión de la pirita con cianuro puede ocurrir de acuerdo con la reacción.



La flotación de los minerales sulfurados depende de estas reacciones de acuerdo a las especies mineralógicas presentes en el mineral y reactivos de flotación seleccionados.



Un ejemplo mencionado por diversos autores es la teoría electroquímica de la flotación de sulfuros con colectores tipo tiol que resulta de la de la reacción anódica (oxidación) entre el mineral y el colector para formar dixantógeno o xantatos metálicos , y el total de la carga se equilibra mediante la reducción catódica del oxígeno disuelto



Donde "M" representa el átomo de metal.

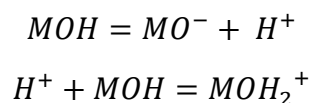
En la flotación de los minerales sulfurados, los colectores xantato forman enlaces químicos a través de la acción del azufre del colector con el catión metálico. El resultado final es un enlace químico entre el catión metálico en la superficie y el azufre del xantato (Bulatovic, 2007).

Wills y Finch (2016) mencionan que la adsorción del xantato es una combinación de mecanismos químicos (intercambio iónico) y mecanismos electroquímicos. Esto aplica en los reactivos tiol, bajo este punto de vista cuando se eleva el pH se lleva a cabo una reacción catiónica donde el colector se deprime compitiendo con el  $OH^{-}$  en la superficie del mineral; por lo tanto el mineral no se vuelve hidrofóbico. En una pulpa ácida se acelera la descomposición del xantato. Los xantatos son más activos en el rango de pH 8 a 13 donde se busca que el mineral sulfurado transfiera electrones, evitando que el xantato se oxide. De esta forma la adsorción de un xantato se entiende como una reacción anódica en la superficie del mineral.

En la flotación de sulfuros con colectores sulfhídricos, el intercambio iónico como el mecanismo electroquímico del catión metálico indica que a pH ácidos se retarda la adsorción del colector y deprime el mineral. La depresión ocurre a un pH diferente en cada sulfuro, para minerales polimetálicos a medida que se aumenta el pH primero se deprime la pirita a pH 10 y la calcopirita a un pH 12 permitiendo una flotación selectiva. El pH crítico para la depresión de sulfuros depende del sistema acuoso y del colector.

Cuando se trata de minerales no sulfurados, la interacción química es fundamental para la generación de una capa superficial no polar. El modelo electrostático de flotación, es relevante para silicatos y óxidos donde se adsorben los colectores a través de la interacción física y funcionan como contra iones en la doble capa. Este fenómeno está estrictamente relacionado con el pH, lo cual determina la carga de la superficie mineral.

Debido a la hidratación, la superficie de los minerales óxido está cubierta por iones hidroxilo ( $-OH$ )y simultáneamente adsorbe o disocia el hidrógeno ( $H^{+}$ ). Por lo tanto  $-OH$  o  $H^{+}$  se comportan como el ion que determina el potencial en la doble capa eléctrica. La superficie del óxido puede sufrir diferentes reacciones dependiendo del pH de la solución. La relación entre la propiedad eléctrica superficial del óxido y pH de la solución se representa por:



Donde "M" representa el átomo de metal.

La carga superficial neta cambia en función del pH porque los iones  $H^+$  y  $OH^-$ . Estas reacciones dejan en claro que la superficie de los óxidos es positiva a pH bajo y negativa a valores de pH altos. El pH donde la superficie es neutra se denomina punto de carga cero o PCC del mineral.

### Potencial zeta.

Cuando la capa difusa de iones en la solución se aleja de las partículas minerales, la electro neutralidad de la superficie mineral se altera y las diferencias en el potencial surgen entre las partículas en movimiento y el líquido creando una caída de potencial de la doble capa.

El potencial zeta es la diferencia de potencial del plano de corte entre la carga fija de la capa líquida adherida a la partícula mineral y la solución electrolítica. La medición del potencial se utiliza para determinar la acción de los colectores en la superficie mineral. La relación establecida entre la flotabilidad y cambios en el potencial electrocinético forma la base para determinar la fijación de los reactivos en las interfaces sólido – gas y líquido – gas.

Las técnicas utilizadas para medir el potencial zeta de los minerales son la electroforesis y el potencial de transmisión. Estas técnicas se basan en el hecho de aplicar un campo eléctrico a una solución que contienen partículas cargadas, las partículas se mueven con una velocidad y dirección indicativas de las magnitudes de sus cargas y signo de la carga hacia electrodos en condiciones de pH determinadas.

La electroforesis se utiliza para partículas de micras, el potencial zeta se puede medir utilizando la técnica de potencial de transmisión. El cambio en el potencial zeta resultante de la adición de reactivos es útil para comprender el mecanismo de adsorción de los colectores. Fuerstenau y Somasundaran (2003) ejemplifica que “El cambio de pH en una solución con partículas de goethita a pH 4 a pH 7 se revierte el potencial de superficie de positivo a negativo” (p. 251).

El punto de carga cero (PCC) de un mineral se encuentra en algún valor de la actividad de los iones en determinado potencial. Cuando el ion  $H^+$  y el ión  $OH^-$  son los iones que determinan de potencial. El PCC se expresa en términos del pH (Fuerstenau y Raghavan, 2007).

El potencial electroquímico de la superficie de las partículas está dado por:

$$\Psi_0 = \frac{RT}{zF} \ln \frac{a^+}{a_+^0} = \frac{RT}{zF} \ln \frac{a^-}{a_0^-} \quad (4.3.5)$$

Donde  $R$  es la constante de los gases,  $F$  es la constante de Faraday,  $T$  es la temperatura absoluta y  $a^+$  y  $a^-$  son las actividades de los iones determinantes de potencial positivo y negativo con valencias  $Z^+$  y  $Z^-$ . El subíndice 0 de  $\Psi_0$  se refiere a la distancia cero desde la superficie de la partícula; el superíndice de  $a_0$  se refiere a la actividad de los iones determinantes en el PCC.

Los potenciales de superficie no se miden directamente, el comportamiento electrocinético de las partículas de minerales se caracteriza por la medición del potencial zeta. Estas mediciones se realizan por electroforesis. El potencial zeta se calcula con la siguiente relación:

$$\zeta = 4\pi \frac{\mu V}{D E} (9 \times 10^4) \text{ [ volt]} \quad (4.3.6)$$

Donde " $\mu$ " es la viscosidad de la solución en poise, "D" es la constante dieléctrica, V es la velocidad de las partículas en cm/s y E gradiente de potencial en volts/cm.

En la Figura del [Apéndice C-VI](#) se muestra el potencial zeta de algunas muestras de sulfuros de acuerdo a los estudios realizados por Termes et al. (1983).

El punto donde la carga superficial se convierte en cero es importante, también el punto al cual el potencial zeta es igual a cero. Este punto es conocido como el punto isoeléctrico; el punto isoeléctrico (PI) y el punto de carga cero (PCC) coinciden o tienen valores muy cercanos, la importancia de conocer el punto de carga cero radica en la selección del colector, cuando el potencial zeta es positivo para valores de pH menores al punto isoeléctrico, se puede utilizar un colector aniónico y cuando el potencial zeta es negativo se puede usar un colector catiónico. De esta manera la selección de colectores depende de diferentes factores, como la carga superficial y composición química de la superficie mineral, la química de la solución y tipo de colector. En el [Apéndice C-VII](#) se muestra el PCC y PI de algunos minerales confirmados por diversos autores.

#### 4.3.2 REACTIVOS DE FLOTACIÓN

El término reactivo de flotación se otorga a los agentes químicos añadidos en cantidades controladas a la pulpa en el tanque de acondicionamiento o celdas de flotación. Los reactivos inorgánicos y orgánicos se emplean en la flotación tienen el fin de controlar las características de las interfaces líquido/gas, líquido/sólido, sólido/gas y son agentes químicos "activos en la superficie" comúnmente llamados surfactantes (Leja, 1982).

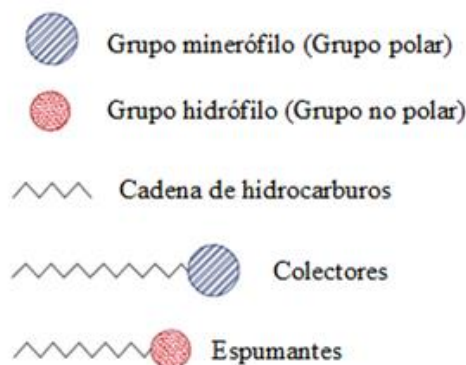
Los surfactantes están compuestos por un polar Z y un grupo no polar R formando un compuesto R-Z. El grupo polar Z consiste en un agregado de dos o más átomos que están unidos a un enlace covalente, pero poseen un dipolo permanente. Además del dipolo, se tiene un grupo polar que puede estar ionizado.

El grupo no polar o radical R está representado por una cadena de hidrocarburos representando la parte hidrofóbica creando una molécula anfipática. Existen una gran cantidad de reactivos que actúan como tensioactivos, estos se pueden clasificar de acuerdo con la carga eléctrica asociada con su grupo polar (aniónico, catiónico o no iónico) o de acuerdo con la estructura de hidrocarburos (alquilo, arilo, fenilo, ciclohexilo, alquilarilo etc.). Los tensioactivos desempeñan un doble papel en la flotación al adsorberse en el interfaz sólido/líquido llamados colectores y en la cinética de la unión entre el mineral y la burbuja como los espumantes. La selección de reactivos recibe mucha atención en el proceso de flotación para otorgar resultados efectivos de separación y concentración.

Somasundaran y Wang (2006) mencionan que en general, los reactivos de flotación se clasifican según su finalidad como colectores, espumantes, depresores, modificadores y floculantes. En [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 1 y Material 2](#) se muestra los reactivos que ofrecen Cyanamid y Cytec.

La porción no polar puede ser un hidrocarburo lineal, ramificado o anular, que no interactúan con las moléculas de agua y por lo tanto se denomina como grupo hidrofóbico. La porción polar de las moléculas se puede clasificar en dos tipos: uno que interactúa fuertemente con las moléculas de agua y se denomina grupo hidrófilo; otro que interactúa con la superficie de minerales polares y moléculas de agua denominado grupo minerofílico. Estos tres grupos básicos se pueden incorporar a las moléculas para producir varios reactivos de flotación. La aplicación de cada reactivo requiere de pruebas piloto.

Es fundamental mantener un adecuado equilibrio entre los tres grupos básicos (hidrófobo, hidrófilo y minerófilo) de las moléculas para conseguir las propiedades colectoras, espumantes, depresoras o floculantes deseadas. El Figura 4.3-4 se muestra el esquema de colectores y espumantes.



**Figura 4.3-4** Grupos elementales en los reactivos de flotación. Adaptado de Somasundaran y Wang (2016).

Los colectores, espumantes, reguladores y depresores siempre están presentes en los procesos de flotación. Actualmente existen miles de productos químicos probados o sugeridos como reactivos de flotación, pero solo pocos se utilizan a escala industrial.

Durante los últimos años se ha otorgado a los colectores una importancia primordial en comparación con los modificadores y espumantes. Pero las plantas de flotación enfrentan la problemática de equilibrar la recuperación, ley y rentabilidad del proceso debido a los costos de colectores.

La selección de reactivos y su aplicación en un proceso de flotación es un compromiso donde debe tenerse en cuenta no solo la función primaria del reactivo también reacciones secundarias o interacción con otros componentes en la celda de flotación. Los principales factores que pueden afectar el diseño y selección de reactivos son la mineralogía, toxicidad, impacto ambiental, relación costo/beneficio, estabilidad física y química, costos de inversión y disponibilidad en el mercado (Nagaraj et al., 2019).

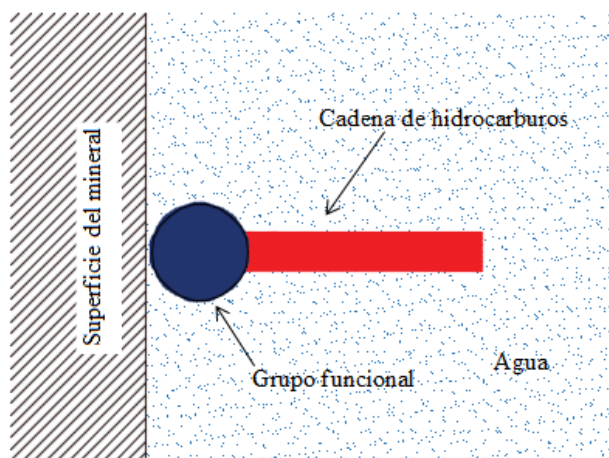
#### 4.3.2.1 COLECTORES

Los colectores son un grupo amplio de compuestos químicos orgánicos que difieren en su composición química. El propósito básico de un colector es formar selectivamente una mono capa hidrofóbica en la superficie mineral.

Los colectores desempeñan un papel fundamental al proporcionar una solución para flotar minerales hidrofílicos. El rendimiento de los colectores se puede ver afectado por la elección incorrecta de modificadores y espumantes. La adsorción de un colector en la superficie de un mineral no garantiza la flotación deseada porque la flotación es un proceso fisicoquímico y probabilístico (Burroughs, 1991).

Somasundaran y Ramachandran (1999) indican que las principales fuerzas involucradas en la adsorción de un surfactante son la atracción electrostática, unión covalente, unión de hidrógeno y unión no polar entre el surfactante y mineral.

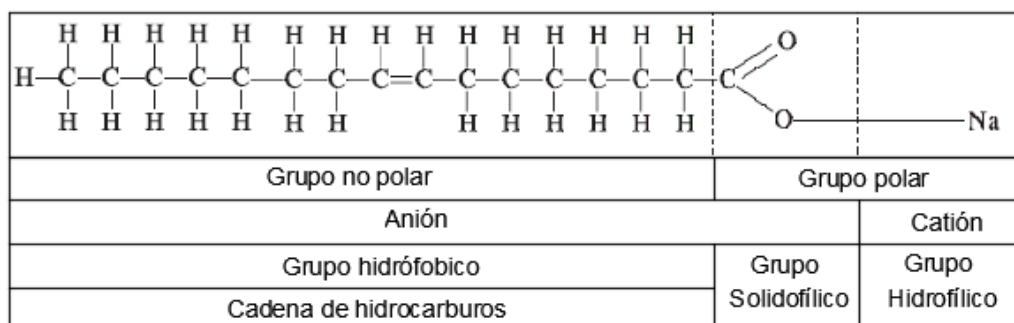
Un colector es una sustancia química orgánica heteropolar ionizante es decir se divide en dos extremos. El extremo no polar de la molécula radical hidrocarburo (hidrofóbico) y el extremo polar (hidrofílico), ver Figura 4.3-5. El radical hidrocarburo no polar tiene la propiedad de repeler al agua, mientras que el grupo polar le da a la molécula su solubilidad un ejemplo de esto es el oleato de sodio. El grupo polar suele ser sulfato aniónico, sulfonatos, fosfato, carboxilato, oxima o tiocarbonato (xantato), aminas catiónicas u oximas no iónicas.



**Figura 4.3-5** Adsorción de un colector en la superficie mineral. Adaptado de Wills y Finch (2016).

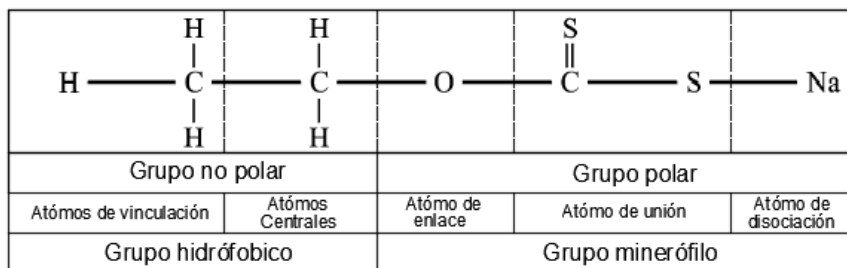
La clasificación de los colectores ionizantes se debe a su capacidad de disociarse en iones en una solución acuosa. Los iones siempre son acompañados del radical hidrocarburo, cuya presencia asegura que el mineral se vuelve hidrofóbico. Estos radicales no pueden existir en estado libre y no se adhieren directamente a la superficie mineral, por lo tanto, el radical incluye otro grupo de átomos unidos al radical de carbono, que forma una conexión entre el radical y la superficie del mineral. Este grupo de colectores se denomina grupo “solidofílico” (Figura 4.3-6).

Las moléculas colectoras se componen de dos partes funcionales, un grupo no polar y un grupo polar o iónico que es reactivo a fin electrostática o químicamente a la especie mineral. La adsorción en la superficie de una partícula mineral esta contralada por la naturaleza eléctrica de la superficie mineral.



**Figura 4.3-6** Estructura del grupo polar de un colector. Adaptado de Dow Chemical Co. (1960).

El grupo solidofílico es un grupo químico funcional que consiste en átomos de enlace y átomos de vinculación (Figura 4.3-7). Este grupo solidofílico determina la afinidad del colector a la superficie mineral mediante mecanismos que implican adsorción física, quimiadsorción y reacciones químicas debido a las diferencias en la disociación, solubilidad y polaridad de los reactivos.



**Figura 4.3-7** Estructura de los grupos funcionales en un colector. Adaptado de Dow Chemical Co. (1960).

Existe una relación con la estructura del grupo solidofílico y su adsorción en la superficie mineral; los ácidos y sales compuestas de átomos de grandes valores de electronegatividad, como halógenos y oxígeno presenta un grado alto de disociación. Para ciertos ácidos que contienen oxígeno, cuanto mayor es el número de átomos de oxígeno en una molécula, mayor es el grado de disociación.

### Estructura del grupo minerófilo.

Un colector requiere de dos propiedades para cumplir con su objetivo: tener una correcta adsorción en las partículas minerales y la hidrofobización de la superficie. Con excepción de los aceites que se utilizan como colectores en minerales no sulfurados, las moléculas colectoras poseen una porción minerófila e hidrófoba para adquirir las propiedades antes mencionadas. La porción minerófila es un grupo químico funcional que consta de un átomo de enlace y átomos de unión.

Los grupos minerófilos determinan la afinidad de un colector a la superficie mineral mediante mecanismos que involucran quimiadsorción, así como reacciones de disociación, solubilidad y polaridad de los reactivos. El tamaño de los grupos minerófilos determina el área de la sección transversal de la molécula colector, este parámetro determinar el rendimiento del colector.

La porción minerófila está representada por ácidos y sales compuestos por átomos de grandes valores de electronegatividad como halógenos y oxígeno, que suelen estar presentes en un grado de disociación alto. Para ciertos ácidos que contienen oxígeno, cuanto mayor es el número de átomos de oxígeno en las moléculas mayor es el grado de disociación.

En una molécula, el átomo de hidrógeno unido a un átomo (X) de alta electronegatividad también puede estar unido a un átomo (Y) de alta electronegatividad. Este tipo de enlace se denomina enlace de hidrógeno (-X-H...Y-). De esta forma, una molécula que tiene átomos de O, F, Cl, N o S pueden atraer el electrón de un átomo de hidrógeno en otra molécula y formar un enlace de hidrógeno.

Los enlaces de hidrógeno resultan de interacciones entre reactivos e iones  $H^+$  y  $OH^-$  en la superficie del mineral o átomos de O, F y Cl en el mineral. En la mayoría de los casos, el enlace de hidrógeno es la fuerza principal para la adsorción de reactivos en la superficie mineral.

Los átomos de enlace en el grupo solidofílico son O, N, P y S que pueden combinarse con C, P, As, Cl y Br para formar diversos grupos funcionales. Los átomos donantes definen los grupos funcionales, como se muestra en la Tabla 4.3-2.

**Tabla 4.3-2**  
Átomos de enlace en los grupos funcionales.

Átomos de enlace	GRUPOS FUNCIONALES	
	Ácido	Básico
	Pierden protón	Dona par de electrones
N		= NOH
O	- COOH	= O
	- OH (enol o fenol)	-OH (alcohol)
S	-SH	-S-R

Adaptado de Somasundaran y Wang (2006).

La interacción entre el colector y la superficie mineral se da a través de estos átomos de enlace en los grupos solidofílico y los átomos superficiales (iones metálicos) de la red cristalina del mineral. Esto da como resultado reacciones de quimiadsorción o fisiadsorción. Las características de los átomos de enlace se resumen en la Tabla 4.3-3.

**Tabla 4.3-3**  
Características de los átomos de enlace.

Átomos de enlace	O	N	P	S
Electronegatividad	3.5	3	2.1	2.5
Electrones de valencia	2	5	5	2
Número de orbitales	4	4	4 + d	4 + d
Pares solitarios	2	1	1	1
Polarizabilidad	Nulo	Bueno	Bueno	Fuerte
Enlace de hidrógeno	Fuerte	Fuerte	Ninguno	Muy débil
Enlace	Iónico	Iónico	Covalente	Covalente

Adaptado de Somasundaran y Wang (2006).

## Propiedades de los átomos de enlace.

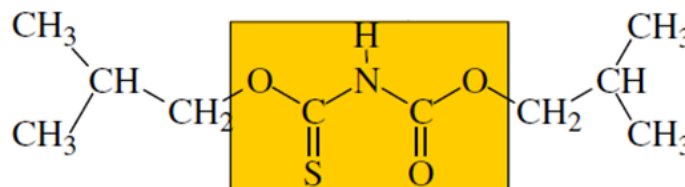
Los principales grupos minerófilos en los colectores se muestran en la Tablas 4.3-4. Los átomos de enlace comunes en los grupos minerófilos son O, N, P y S que pueden combinarse con elementos C, P, As, Cl y Br para formar diversos grupos funcionales.

**Tabla 4.3-4**  
Grupos funcionales.

Grupos minerófilos	
Carboxilato	$R - C(=O) - OH$
Sulfonato	$R - S(=O)_2 - OH$
Fosfato	$R - P(=O)(-OH)_2$
Amina primaria	$R - NH_2$
Arsenito	$R - As(=O)(-OH)_2$
Hidroxilo	$R - OH$
Hidroxamato	$R - C(=O) - NH - OH$
Mercaptano	$R - SH$
Tio éter	$R - S - R$
Ditiocarbonato	$R - O - C(=S) - S - Na$
Ditiofosfato	$(R - O - )_2P(=S) - S - H$
Ditiocarbamato	$R_2N - C(=S) - S - Na$
Tionocarbamato	$R - NH - C(=S) - O - R'$

Adaptado de Somasundaran y Wang (2006)

En la Figura 4.3-8 se muestra el grupo funcional, el grupo de hidrocarburos y los átomos donantes los cuales realizan enlaces con la superficie del mineral.



**Figura 4.3-8** Grupo funcional de un colector. Adaptado de Dow Chemical Co. (1960).

Bulatovic (2007) indica que según la capacidad de los colectores de disociarse se pueden dividir en dos grupos:

**Colectores ionizantes.** Se disocian en iones dentro del agua que consisten en moléculas orgánicas heteropolares que dependiendo de su carga resultante pueden clasificarse en catiónicos y aniónicos.

**Colectores no ionizantes.** Son compuestos no polares principalmente hidrocarburos que se dividen en dos grupos el primer grupo son los que contiene azufre bivalente y el segundo contiene aceites de hidrocarburos. Son insolubles y repelen al agua por lo tanto el mineral es cubierto en su superficie con una capa delgada para lograr su hidrofobicidad.



#### 4.3.2.1.1 COLECTORES IONIZANTES

##### Colectores aniónicos.

Los colectores aniónicos se clasifican en colectores oxhidrilo y sulfidrilo en función de su grupo solidofílico, los colectores catiónicos son compuestos químicos donde el radical hidrocarbónico está protonizado, estos reactivos son principalmente aminas, ver Figura 4.3-9. En general los colectores aniónicos son utilizados para minerales sulfurados y los catiónicos para minerales no sulfurados (Bulatovic, 2007).

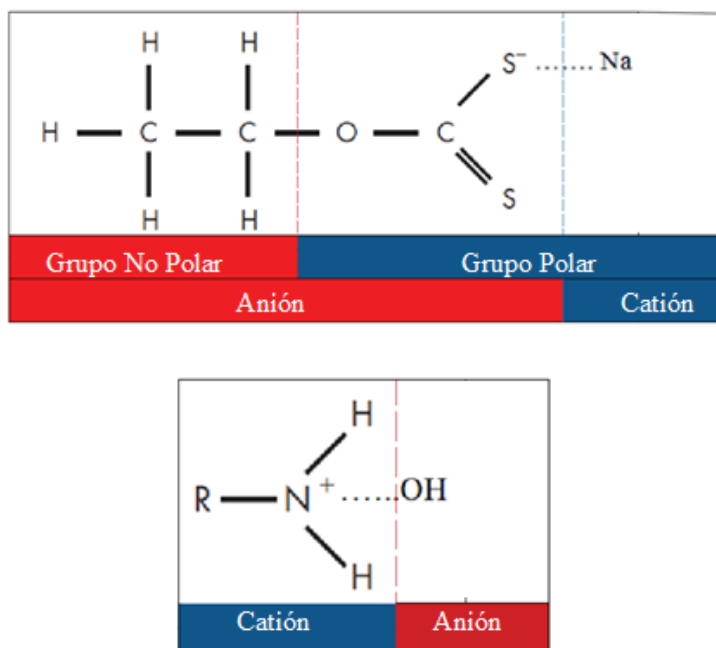
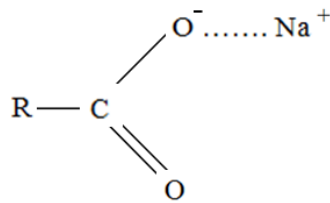


Figura 4.3-9 Estructura de los colectores catiónicos y aniónicos. Adaptado de Bulatovic (2007).

**Colectores oxhidrilo.** El grupo solidofílico son iones orgánicos y sulfoácidos siendo los más utilizados los carboxilos, sulfatos y sulfonatos donde la cadena de hidrocarburos emplea sales de Na o K. Otro grupo de colectores aniónicos que no se encuentran clasificados en los grupos antes mencionados son los compuestos anfóteros y quelantes (Bulatovic, 2007).

Los colectores oxhidrilo (referido al grupo OH) son el grupo más grande de colectores aniónicos, sin embargo, pocos han encontrado una aplicación en la industria. Los colectores oxhidrilo se consideran menos selectivos y su rendimiento está relacionado con el método de preparación de la pulpa, tipo de agente modificador utilizado y valor del pH en la solución. Los colectores oxhidrilo se pueden dividir en carboxilatos, aquilsulfatos, sulfonatos, hidroxamatos, sulfosuccinatos, sulfosuccinamatos, ácido fosfónico y ésteres de ácido fosfórico, en el Apéndice C – VIII se muestra la estructura de estos colectores en una tabla resumen.

**Colectores Carboxilatos.** Su selectividad depende del acondicionamiento de la pulpa, el pH y uso de depresores, los miembros de este grupo son el ácido oleico, oleato de sodio, ácidos grasos sintéticos, aceites altos y algunos derivados del petróleo, en la Figura 4.3-10 se muestra la estructura general de un colector carboxilato.



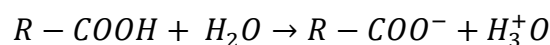
**Figura 4.3-10** Estructura general de los colectores carboxilatos. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Los ácidos grasos pueden clasificarse en saturados  $C_nH_{2n+1}$  e insaturados  $C_nH_{2n-1}$ . Un ejemplo de los ácidos grasos saturados es el ácido esteárico y el ácido palmítico, el ácido oleico es un ejemplo de un ácido graso insaturado. Desde el punto de vista de la flotación, los ácidos grasos insaturados son más selectivos que los saturados. Los ácidos grasos se fabrican a partir de grasas animales o aceites vegetales, los ácidos grasos utilizados como colectores son una mezcla (aceites altos) como lo son:

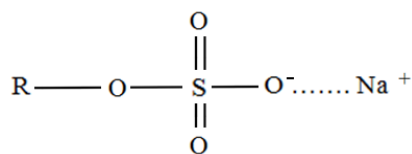
- Ácido cáprico  $C_{10}H_{20}O_2$
- Ácido láurico  $C_{12}H_{24}O_2$
- Ácido mirístico  $C_{14}H_{28}O_2$
- Ácido palmítico  $C_{16}H_{32}O_2$
- Ácido esteárico  $C_{18}H_{36}O_2$
- Ácido elaídico  $C_{18}H_{34}O_2$
- Ácido oleico  $C_{18}H_{34}O_2$
- Ácido linoleico  $C_{18}H_{32}O_2$

Los ácidos grasos y aceites altos se utilizan ampliamente para la flotación de fosfatos, menas de litio, silicatos y minerales de tierras raras. Funcionan correctamente en minerales libres de arcillas y limos.

El rendimiento de los ácidos grasos y aceites altos depende de la materia prima a partir de la cual se fabrican. Los ácidos grasos derivados de los aceites vegetales son mejores que los derivados de grasas animales. Los colectores carboxilatos en el agua, se disocian en iones donde los iones hidrocarburos se convierten en aniones como se indica a continuación:



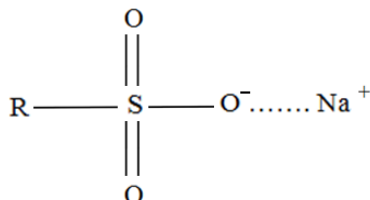
**Sulfatos.** Son derivados del ácido sulfúrico en el que un átomo de hidrógenos es reemplazado por un radical hidrocarbonado. Si el hidrógeno restante está conectado con el radical carbono, entonces los colectores se llaman sulfócidos y sus sales sulfonatos ( $R - CH_2 - SO_3H$ ). Si el radical de carbono está conectado con azufre por un puente de oxígeno, los compuestos se denominan sales de sulfato de alquilo. Los alquilsulfatos de sodio se usan como reactivos de flotación. La modificación más reciente del mismo grupo de colectores son los alcanosulfonatos el cual tiene la estructura mostrada en la Figura 4.3-11.



**Figura 4.3-11** Estructura general de los colectores alcanosulfonatos. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

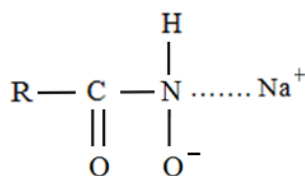
Los alquisulfatos son adecuados para la flotación de barita, celestita, kainita, yeso y anhidrita, se usan con una mezcla de ácidos grasos para mejorar la colección y reduce la formación de espuma. La aplicación de estos colectores es limitada a nivel industrial.

**Sulfonatos.** Estos colectores tienen un grupo solidofílico similar al de los sulfatos de alquilo, excepto que el radical hidrocarbonado está conectado directamente al azufre en lugar de un puente de oxígeno, ver Figura 4.3-12.



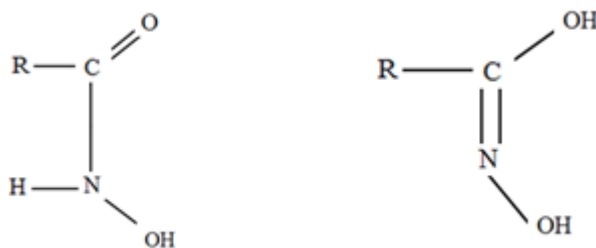
**Figura 4.3-12** Estructura general de un colector sulfonato. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

**Hidroamatos** Pertenecen a un grupo de colectores denominado quelantes, pero se clasifican como colectores oxhidrilo. Esto porque en un área de sección transversal del hidroxamato es igual al del ion de un ácido graso y en una solución se comporta como un ácido graso. La estructura típica del hidroxamato se muestra en la Figura 4.3-13.



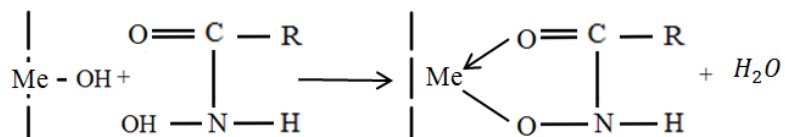
**Figura 4.3-13** Estructura general de un colector hidroxamato. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Una propiedad importante de los ácidos hidroxamatos es sus características de ácido débil. El ácido hidroxárico tiene dos formas en equilibrio, ver Figura 4.3-14.



**Figura 4.3-14** Formas de equilibrio del ácido hidroxárico. Adaptado de Fuerstenau y Urbina (1989).

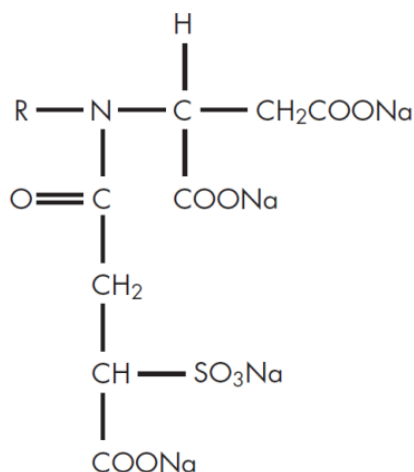
Los hidroxamatos se emplean como colectores para la flotación de malaquita, bastnaesita y para flotación de titanatos y pirocloro. El agente quelante es la hidroxiamida que se forma mediante la sustitución del hidrógeno por un catión metálico mediante un enlace con el oxígeno de carbonilo para formar la estructura de anillo cerrado, ver Figura 4.3-15. Los grupos ácidos como el caboxílico que pierden un ion nitrógeno se coordinan con el átomo metálico.



**Figura 4.3-15** Enlace de un agente quelante. Adaptado de Fuerstenau y Urbina (1989).

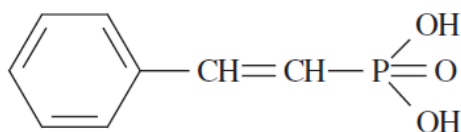
Estos colectores pueden formar complejos con iones de metales pesados se denominan quelatos. Fuerstenau y Urbina (1985) mencionan “El término quelato del griego “garra” tiene su origen en la representación tipo pinza donde se requiere al menos dos átomos que puedan coordinarse al mismo átomo metálico, formando una estructura en forma de anillo compleja llamada quelato”. Tales átomos son generalmente oxígeno, nitrógeno, azufre y fósforo; dependiendo de cuántos enlaces existen en el anillo de coordinación alrededor del ion metálico, los enlaces se denominan bidentados, tridentados, tetradentados, pentadentados y hexadentados.

**Sulfosuccinatos y sulfosuccinamatos.** Estos colectores se derivan de los carboxilatos y ácidos succínicos y generalmente están en forma de sales de sodio. Las diferencias entre los sulfosuccinatos y sulfosuccinamatos es la sulfonación de la porción succinamato de la molécula. La estructura típica de un colector sulfosuccinamato se muestra en la Figura 4.3-16. Estos colectores tienen un uso en la flotación de casiterita, además para la flotación monacita cuando se mezcla con ácidos grasos.



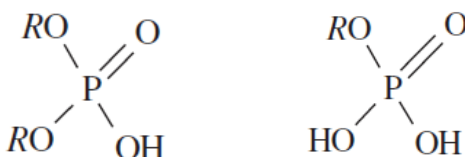
**Figura 4.3-16** Estructura de un colector sulfosuccinamato. Adaptado de Bulatovic (2007).

**Ácido fosfónico.** Es un colector específico para la flotación de minerales óxidos como lo son la casiterita, ilmenita, rutilo y pirocloro; su estructura se muestra en la Figura 4.3-17.



**Figura 4.3-17** Estructura de un ácido fosfónico. Adaptado de Bulatovic (2007)

**Esteres de ácido fosfónico.** Las fórmulas generales para los ésteres de ácido fosfónico son las siguientes:



**Figura 4.3-18** Estructura de un ácido fosfónico. Adaptado de Bulatovic (2007)

Estos colectores consisten esencialmente en una mezcla de mono y diésteres de ácido fosfónico. Se diferencia en su radical hidrofóbico no polar que puede ser alifático o aromático. El grupo no polar del radical hidrocarbonado está unido al grupo polar a través de un puente de oxígeno. Son considerados como un colector fuerte para la flotación de apatita y scheelita en un medio ácido y para ilmenita, rutilo y perovskita en un medio ácido.

**Colectores sulfidrilo.** Los colectores de sulfidrilo se conocen como tioles, por la existencia en la parte polar del grupo  $-SX$  ( $X$  puede ser  $H$ ,  $Na$ ,  $K$  y  $NH_4$ ) en combinación con un radical orgánico en los colectores sulfidrilo, el grupo solidofílico contiene azufre bivalente siendo los más utilizados los xantatos, ditiofosfatos y carbamatos, en el [Apéndice C – IX](#) se muestra una tabla resumen de la estructura de estos colectores (Somasundaran y Ananthapadmanabhan, 1986).

Si el sulfhidruro está conectado al átomo de carbono que también forma parte de la cadena de hidrocarburos, el tiol recibe el nombre de mercaptano  $C-SH$ . Cuando el grupo sulfhídrico se une a una cadena de hidrocarburos a través de un átomo de carbono que no forma parte de la cadena central de hidrocarburos; si el carbono central se une a la cadena de hidrocarburos a través de un oxígeno o azufre, se obtienen ácidos tiocarbónicos. Si la unión se da a través de un átomo de nitrógeno, los compuestos se denominan ácidos tiocarbámicos o tioureas cuando la unión se da con dos nitrógenos. Cuando en lugar del carbono central se tiene un átomo de fósforo se tiene ácidos tiofosfóricos (Bulatovic, 2007).

El grupo de colectores sulfidrilo se dividen en:

- Mercaptanos
- Xantatos
- Ditiofosfatos
- Tiocarbamatos
- Tiourea
- Mercapto – Benzotiazol

**Mercaptanos.** Son los colectores más simples del grupo tiol y se derivan de los alcoholes su estructura se muestra en la Figura 4.3-19. Una de las características de los mercaptanos es que pueden formar compuestos metálicos insolubles en agua. Estos reactivos se emplean para la flotación de molibdeno, sulfuros con valores de oro y energita.

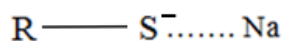


Figura 4.3-19 Estructura de los mercaptanos. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

**Xantatos y ácidos xantanos.** Los derivados de azufre y nitrógeno del ácido carbónico (xantatos) son los colectores más importantes para la flotación de sulfuros. Los xantatos son el producto de ácido carbónico en el que los átomos de oxígenos son reemplazados por azufre y un grupo alquilo reemplaza un átomo de hidrógeno, la estructura general de los xantatos se muestra en la Figura 4.3-20.

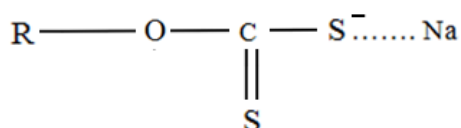


Figura 4.3-20 Estructura de un colector xantato. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Donde R se refiere al radical alquilo, alquilarilo o alcoxi, el radical alquilo con C2 – C6. La solubilidad de los xantatos disminuye con cada adición de un grupo hidrocarbonado, mientras que la selectividad tiende a aumentar con el largo de la cadena de hidrocarburos. El límite de trabajo práctico se alcanza con hexil xantato.

Fuerstenau y Urbina (1989) mencionan que la teoría de la flotación de xantatos puede ser representado por una reacción de intercambio iónico que implica una competencia entre iones xantato e hidróxido por un sitio en la superficie de un mineral sulfurado. Estos colectores se adsorben en un punto reticular cargado en la superficie del mineral para formar un compuesto con el metal como se muestra en la Figura 4.3-21.

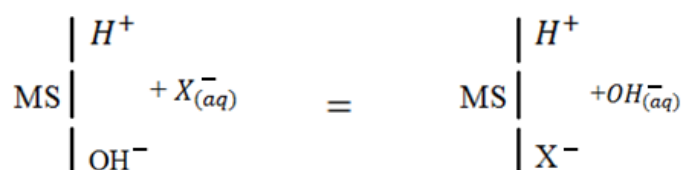


Figura 4.3-21 Reacción de intercambio iónico de los xantatos. Adaptado de Fuerstenau y Urbina (1989).

Donde MS representa el mineral sulfurado y X<sup>-</sup> ion xantato.

En solución, la descomposición de los xantatos aumenta con una la reducción del pH, es importante mencionar que estos colectores son activos en rangos de pH 7 a 12. La disociación de los xantatos en un medio ácido depende de la longitud del radical de carbonos, donde los xantatos con cadenas de carbono largas se disocian lentamente que los xantatos con radicales de hidrocarburos cortos (Fuerstenau et al., 1985).

Los xantatos son empleados para la flotación selectiva de sulfuros y metales preciosos como Cu, Mo-Cu, Cu-Co, Cu-Au, Ni-Cu y sulfuros complejos Cu-Pb-Zn. Los xantatos no son un colector primario, otros colectores son más selectivos como los ditiofosfinatos, tiocarbamatos y ditiofosfatos sirven como colectores primarios y como reactivo auxiliar utilizan xantatos. Los colectores no son universales dependen de la mineralogía del yacimiento el cual puede ser tan compleja que se tenga que combinar reactivos para enfrentar esta problemática.

Los ditiofosfatos no se usan con tanta frecuencia como los xantatos, pero son un reactivo colector importante. Son más selectivos que los xantatos y a veces se usan para flotar sulfuros como un colector primario, estos colectores son conocidos como Aerofloat comercialmente.

Los xantatos y ditiofosfatos son los colectores comunes para la flotación de sulfuros, los xantatos reaccionan químicamente con la superficie de los sulfuros y no tienen ninguna afinidad por los minerales ganga presente en los yacimientos polimetálicos. El grupo OCSS- se une irreversiblemente a la superficie de los sulfuros, con cadenas de hidrocarburos más largas que tienden a aumentar el grado de hidrofobicidad.

**Ditiofosfatos.** Son solubles en agua y forman sales casi insolubles con metales pesados, principalmente se emplean en la flotación de minerales sulfurados de plata, cobre, plomo y zinc. La estructura ditiofosfatos se muestra en la Figura 4.3-22, en estos colectores el átomo central es el fósforo, son colectores que se utilizan para flotar el primer mineral de una serie.

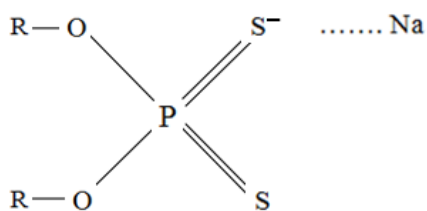


Figura 4.3-22 Estructura general de los ditiofosfatos. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Los ditiofosfatos pueden reaccionar con NaCN o Na<sub>2</sub>S de acuerdo a las siguientes reacciones:

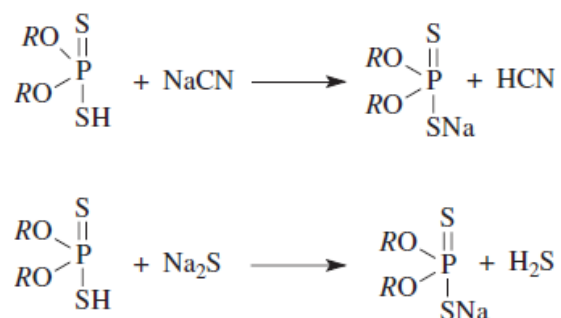
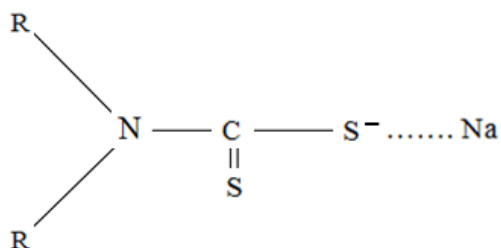


Figura 4.3-23 Reacciones de los ditiofosfatos. Adaptado de Bulatovic (2007).

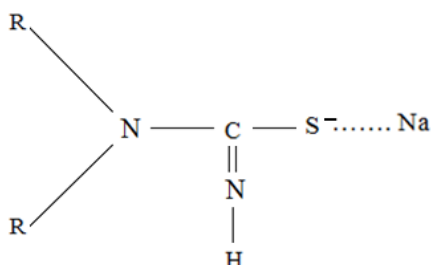
Los ácidos ditiofosfóricos reaccionan con iones de metales pesados y pueden formar precipitados insolubles hidrófobos.

**Tiocarbamatos.** En los xantatos, el átomo de carbono que conecta al grupo hidrocarbonado al grupo polar es oxígeno. En los tiocarbamatos el enlace de unión es el nitrógeno. La estructura general de estos colectores es:



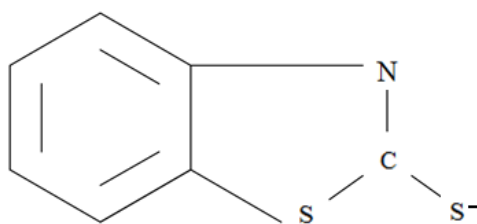
**Figura 4.3-24** Estructura de los tiocarbamatos. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

**Tiourea.** Es un compuesto cristalino soluble en agua, en su estructura (Figura 4.3-25) el hidrógeno puede reaccionar fácilmente con los cationes de la superficie mineral y por lo tanto puede actuar como colector.



**Figura 4.3-25** Estructura del compuesto tiourea. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

**Mercapto – Benzotiazol.** Es un colector cristalino fino amarillento insoluble en agua, pero soluble en soluciones alcalinas. Es utilizado en la flotación de carbonatos de plomo y óxidos de cobre, su estructura se muestra en la Figura 4.3-26.



**Figura 4.3-26** Estructura del Mercapto - Benzotiazol. Adaptado de Bulatovic (2007).



Los xantatos son colectores más utilizados que los Aerofloat, pueden usarse después del aerofloat para extraer las partículas menos flotables. Otros colectores sulfhidrilo pueden ser empleados para diversas operaciones que son difíciles para usar xantatos como lo indica Kawatra (2011):

- Los ditiosfosfatos tienen una mayor selectividad ante la pirita que los xantatos y algunos pueden recolectar minerales auríferos. También son útiles en la flotación de sulfuros de plomo, zinc y plata.
- Los tiocarbamatos flotan selectivamente sulfuros de cobre de la pirita a un pH alcalino y funciona correctamente para sulfuros de cobre finos siendo el caso de la calcocita.
- Los ditiofosfinatos son demasiado selectivos ante la pirita y son particularmente útiles para minerales complejos, pero no son colectores fuertes porque se emplean en combinación con otros colectores.
- El tritioarbonato tienen una selectividad muy alta ante la pirita en la flotación de minerales de cobre.
- El mercaptobenzotiazol se emplean para la flotación de sulfuros de cobre y zinc oxidados, por lo tanto, son empleados conjuntamente con xantatos.
- Los mercaptanos se utilizan en la flotación de cobre, pero no son muy populares en la industria.
- Los formiatos de xantogenato flotan tanto sulfuros de cobre como cobre metálico y se utiliza para recuperado cobre de procesos de cementación y sulfuros de cobre en pulpas acidas.
- Los monotiofosfatos recolectan minerales sulfurados a valores de pH ácidos hasta de 2 y se emplean en combinación con ditiofosfatos a un pH alcalino.

Kawatra (2011) afirma que algunos colectores anicónicos se emplean para la flotación de minerales no sulfurados. Los colectores oxhidrilo son empleados para estas operaciones, estos se adhieren a la superficie por fuerzas electrostáticas en lugar de unirse químicamente. Algunas de las aplicaciones de estos colectores son:

- Aquilsulfatos para la flotación de sulfatos como barita, celestita y anhidrita.
- Hidroxamatos perteneces al grupo de quelantes como colectores de malaquita, bastnaesita, titanatos y pirocloro.
- Sulfosuccinamatos son utilizados para la flotación de casiterita y monazita.
- Ácido fosfórico son empleados como colectores de casiterita, ilmenita, rutilo y pirocloro.
- Ésteres de ácido fosfórico han sido desarrollados para la flotación de apatito, scheelita, ilmenita, rutilo, perovskita, circonita y casiterita.

### Colectores catiónicos.

Los colectores catiónicos son aminas que tienen un grupo hidrocarbonado hidrofóbico asociado con un grupo polar con carga positiva, se basan en nitrógeno pentavalente. Las aminas primarias y aminas de éter son las más comunes en la flotación, ver [Apéndice C - X](#) (Wills y Finch, 2016).

A diferencia de los xantatos, las aminas se adsorben en las superficies de las partículas minerales debido a una interacción electrostática con la superficie del mineral. Estas fuerzas no son tan fuertes como la unión química de los colectores aniónicos por lo tanto los colectores catiónicos son débiles. Se utilizan en la flotación de carbonatos, silicatos, wollastonita, silvita, barita, carnalita y algunos óxidos (Burroughs, 1991; Kawatra 2011).

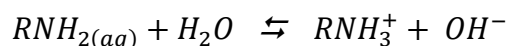
Las aminas se clasifican en primarias, secundarias, terciarias o cuaternarias dependiendo del número de radicales de hidrocarburo enlazado al átomo de nitrógeno. Si únicamente un grupo de hidrocarburo está presente con dos átomos de hidrógeno se tiene una amina es primaria ( $RNH_3^+$ ). En forma correspondiente las aminas que tienen dos, tres y cuatro grupos de hidrocarburo son llamadas aminas secundarias ( $RNR'H_3^+$ ), terciarias ( $RN(R')_2H$ ) y cuaternarias ( $RN(R')_3^+$ , ver Figura 4.3-27.

$\begin{array}{c} \text{H} \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{H}^+ \dots \text{Cl}^- \\   \\ \text{H} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{H}^+ \dots \text{Cl}^- \\   \\ \text{H} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{H}^+ \dots \text{Cl}^- \\   \\ \text{R}' \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{R}^+ \dots \text{Cl}^- \\   \\ \text{R}' \end{array}$
Amina primaria	Amina secundaria	Amina terciaria	Amina cuaternaria

**Figura 4.3-27** Estructuras de las aminas. Adaptado de Somasundaran y Ramachandran (1988).

Las aminas primarias, secundarias y terciarias son bases débiles, mientras que las aminas cuaternarias son bases fuertes. Las aminas cuaternarias son completamente ionizables a todos los valores de pH, mientras que la ionización de las aminas primarias, secundarias y terciarias son dependientes del pH.

Somasundaran y Lou (1999) resaltan que las principales propiedades de estos reactivos son la longitud de la cadena de hidrocarburos, constante de ionización, solubilidad y concentración crítica de micelas. Estos colectores se ionizan en una solución acuosa por protonación. Un ejemplo es el caso de la dodecilamina:



Otra clasificación de las aminas son alquilos, arilos y alquil arilos, cuando el nitrógeno está unido a una cadena de carbono, a un anillo o ambos. Las sales de aminoácidos incluyen cloruros, fosfatos, sulfitos y sulfatos. La selectividad de estos colectores es pobre y los reactivos son sensibles a su concentración en la pulpa y se disuelven de la superficie mineral si la concentración no es la correcta (Pryor, 1985).

La solubilidad de las aminas es pobre en una pulpa ácida, pero aumenta bruscamente por encima del pH 8 a una ionización máxima de pH cercano a 9.

#### 4.3.2.1.2 COLECTORES NO IONIZANTES

Estos colectores son insolubles en agua y cubren la superficie mineral con una película delgada que hace al mineral hidrofóbico. Son sustancias hidrocarbonadas derivadas del petróleo, los reactivos de este grupo no tienen una composición química definida debido a las diferencias en las características de su naturaleza.

Estos reactivos no interactúan con los dipolos de agua o con la superficie del mineral, las moléculas de los hidrocarburos tienen puentes covalentes. Porque no tienen un grupo solidofílico que forme una capa de adsorción orientada a la superficie del mineral, se cree que su adsorción en la superficie mineral se imparte por adhesión en los minerales que son naturalmente hidrófobos como el grafito, azufre, talco, carbón y molibdenita (Bulatovic, 2007).

La interacción entre los grupos no polares del colector incluye las asociaciones de la cadena de hidrocarburos que es causada por fuerzas de Van der Waals, fuerzas electrostáticas, fuerzas del enlace de hidrógeno y la asociación de otros grupos cuando el colector se adsorbe en la superficie mineral. Las categorías de los colectores no polares se definen por su estructura:

- Cadenas lineales de alquilo saturadas, por ejemplo, ácido estereático.
- Cadenas lineales de alquilo insaturadas, por ejemplo, ácido oleico.
- Grupos arilo con un solo anillos o poli –anillos, cadenas lineales de arilo saturadas e insaturadas, por ejemplo, alquil benceno sulfonato de sodios.
- Grupos cicloalquilo derivados del petróleo como el ácido nafténico.
- Grupos alcoxi, por ejemplo, ácido éter alcoxi xante.

La sustitución en agua por un grupo alquilo o arilo da lugar a alcoholes. Los alcoholes se clasifican como primarios, secundarios o terciarios según el número de átomo de hidrógeno unidos al carbono hidroxílico. El grupo OH unido a una cadena de carbono cambia las propiedades físicas de la molécula debido a interacciones a través de enlaces de hidrógenos. Como resultados los enlaces de hidrógeno, la solubilidad en agua de los alcoholes disminuye con la cadena lineal.

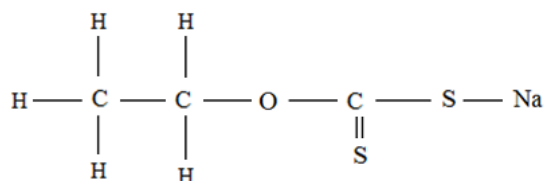
Además de su uso en la flotación de minerales hidrófobos, estos reactivos tienen una aplicación como modificadores de espuma durante la flotación empleando ácidos grasos y aminas. Sus principales ventajas son su viscosidad baja que permite su dispersión en la pulpa y extenderse fácilmente. Comúnmente se utilizan como “extensores” es decir que, si otro colector costoso hace que una superficie sea parcialmente hidrófoba, al agregar un aceite no polar a menudo aumenta la hidrofobicidad a un bajo costo (Wills y Finch, 2016).

Los extensores juegan un papel en la modificación y control de la espuma. Los aceites de hidrocarburos pueden producir una reducción en el arrastre de gangas finas hidrofílicas y mejora la selectividad. El exceso de espuma debido a la presencia de limos puede reducir o eliminar con estos aceites.

#### 4.3.2.1.3 COLECTORES DE MINERALES SULFURADOS

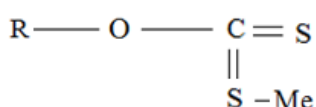
Los colectores empleados para estas operaciones son los xantatos, ditiolfosfatos y carbamatos. Los xantatos (ditiocarbonato) son un producto de ácido carbónico en el que dos átomos de oxígeno son reemplazados por azufre y un grupo alquilo reemplaza un átomo de hidrógeno.

Un ejemplo es el etil xantato de sodio donde el radical es  $C_2H_5O$  donde la fórmula estructural se muestra en la Figura 4.3-28.



**Figura 4.3-28** Estructuras del etil xantato de sodio. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

El xantato en una solución acuosa se disocia para formar un anión heteropolar, este se adsorbe en un punto reticular en la superficie del mineral para formar un compuesto de xantato metálico (Me), ver Figura 4.3-29.

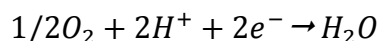
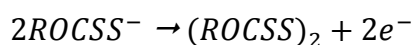


**Figura 4.3-29** Compuesto de xantato metálico. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

La presencia de oxígeno es necesaria para la adsorción de xantato, el papel del oxígeno en la reacción es crítica debido a la oxidación de xantato a dixantógeno, este proceso no garantiza la hidrofobización de las partículas minerales. La oxidación del xantato se describe como:



La reacción de oxidación anódica y reducción catódica son:



Los alcoholes a partir de los cuales se fabrican los xantatos son el alcohol etílico, propílico, butílico y amílico. Es por eso que las cadenas de alquilo presentes en los xantatos son etilo, isopropilo, isobutilo y amilo. En general los xantatos tienen una buena solubilidad en agua y estabilidad a condiciones alcalinas. Pero regularmente requieren de agentes modificadores para lograr una selectividad correcta de los sulfuros, debido a que interactúan con la mayoría de los minerales sulfurados. En la Tabla 4.3-5 se muestran los xantatos más utilizados en la flotación de sulfuros con sus productos de solubilidad.

**Tabla 4.3-5**  
Productos de solubilidad para xantatos metálicos a 20 °C

Productos de solubilidad para xantatos metálicos a 20°C								
		$Ag^+$	$Pb^{2+}$	$Zn^{3+}$	$Cu^{2+}$	$Ni^{2+}$	$Co^{2+}$	$Fe^{2+}$
Xantato etílico	$C_2H_5OCSS^-$	18.60	16.70	8.20	24.20	12.50		
Xantato isopropílico	$C_3H_7OCSS^-$	18.60	17.80		24.70	13.40		
Xantato butílico	$C_4H_9OCSS^-$	19.50	18.00		26.20			
Xantato amílico	$C_5H_{11}OCSS^-$	19.70	17.60		27.00	14.50		
Xantato hexílico	$C_6H_{12}OCSS^-$	20.80	20.30		29.00	16.50	14.30	
Nonil xantato	$C_9H_{19}OCSS^-$	22.60	24.00	16.20	30.00	22.30	21.30	11.00

Adaptado de Somasundaran y Ramachandran (1988).

Fuerstenau et al. (1985) indican que los xantatos de metales alcalinos y alcalinotérreos son solubles en agua. Los productos de solubilidad de los xantato metálico disminuyen con el aumento de la longitud de la cadena de hidrocarburos, ver Tabla 4.3-6. Como se puede observar en esta tabla el producto de solubilidad del xantato etílico de zinc es considerablemente mayor que el xantato etílico de plomo o el xantato etílico cuproso. Esta característica es fundamental para la flotación en minerales polimetálicos.

**Tabla 4.3-6**  
Productos de solubilidad de varios xantatos metálicos.

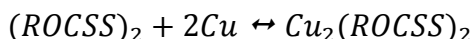
Producto de solubilidad de varios xantatos metálicos	
Xantato metálico	Producto de solubilidad
Xantato etílico de zinc	$4.9 \times 10^{-9}$
Xantato amílico de zinc	$1.6 \times 10^{-12}$
Xantato etílico de plomo	$2.1 \times 10^{-17}$
Xantato amílico de plomo	$1.0 \times 10^{-24}$
Xantato etílico cuproso	$5.2 \times 10^{-20}$

Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Los xantatos se convierten rápidamente en ácidos xantanos en agua:



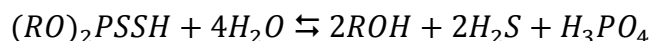
Los dixantógenos es el producto de oxidación del xantato, los dixantógenos reacciona intensamente con el cobre para generar xantato cuproso.



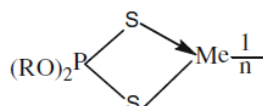
De esta forma los dixantógenos puede ser empleados los procesos de flotación como colectores de menas de cobre considerando:

- 1- En comparación con el xantato, la propiedad química del dixantógeno es más estable, es difícil de descomponer en medios de pH bajo. Por lo tanto, pueden ser empleados para flotar minerales de cobre en un medio ácido fuerte.
- 2- La capacidad de colección de los dixantógenos es reducida en la flotación Cu – Pb – Zn. Pero la selectividad del dixantógeno es mejor que el xantato su rendimiento depende de los depresores.
- 3- El rendimiento de los dixantógenos varía con la cadena de hidrocarburos.

Los ditiofosfinatos son el segundo tiol más utilizado, aquí se encuentran los ditiofosfatos y ditiofosfinatos. Las diferencias entre estos son que el grupo de hidrocarbonado está unido a un átomo de fosfato. En los ditiofosfatos, el fósforo pentavalente reemplaza al carbono tetravalente, con ahora dos átomos de oxígeno unidos a sus respectivas cadenas de hidrocarburos. Los ditiofosfatos se puede usar solos, pero generalmente se usan junto con xantatos u otros colectores y están disponibles con cadenas de alquilo que varían de C2 a C6. La disociación de un ditiofosfato reacción en agua formando un ácido de la siguiente manera:



Los ditiofosfato o Aeroflot reaccionan con iones metálicos para formar un compuesto metálico insoluble. La estructura del compuesto metálico de Aeroflot se puede expresar de la siguiente manera:



**Figura 4.3-30** Estructura del compuesto metálico de Aeroflot. Adaptado de Bulatovic (2007).

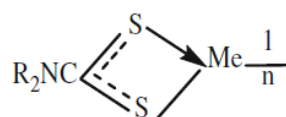
Fuerstenau et al. (1985) mencionan que los productos de solubilidad de la sal de ditiofosfato metálico son mayores el de los xantatos metálicos, en la Tabla 4.3-7 se muestra la solubilidad de estos productos.

**Tabla 4.3-7**  
Productos de solubilidad de varios ditiofosfatos metálicos.

Producto de solubilidad de varios ditiofosfatos metálicos	
Ditiofosfato metálico	Producto de solubilidad
Dietil ditiofosfato de zinc	$1.5 \times 10^{-2}$
Diamilo ditiofosfato de zinc	$1.0 \times 10^{-8}$
Dietil ditiofosfato de plomo	$7.5 \times 10^{-12}$
Diamilo ditiofosfato de plomo	$4.2 \times 10^{-18}$
Dietil ditiofosfato de cúprico	$1.4 \times 10^{-16}$

Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Por último, los ácidos alquil ditiocarbamáticos son capaces de reaccionar con varios iones metálicos para formar compuestos metálicos complejos. La estructura del compuesto complejo de metal se expresa de la siguiente manera:



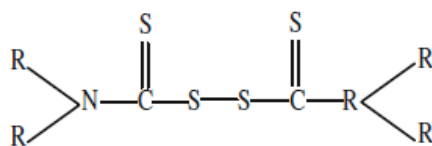
**Figura 4.3-31** Compuesto metálico de un ditiocarbamato. Adaptado de Bulatovic (2007).

El mecanismo de enlace de estos colectores es de tipo S – S.

Wang (2016) afirma que, en comparación con los xantatos, los ácidos ditiocarbamáticos tienen capacidades de colección y selectividad alta. Algunas de las fortalezas de estos reactivos son:

1. La capacidad de colección es mejor cuando se usan tiocarbamatos para hacer flotar los óxidos de cobre y plomo.
2. Los ditiocarbamatos tienen una capacidad alta de coleccionar minerales sulfurados que contienen metales preciosos.
3. Resultan eficientes para la flotación de partículas de grano grueso.

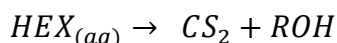
Al igual que el xantato y el aerofloat, los ácidos alquil ditiocarbamáticos se pueden oxidar en disulfuros como se muestra en la Figura 4.3-32.



**Figura 4.3-32** Estructura de un disulfuro. Adaptado de Wang (2016).

La estructura de los colectores determina su interacción con el mineral. El oxígeno es un átomo electronegativo fuerte y en los xantatos capta los electrones del azufre, reduciendo su reactividad. Los dos átomos de oxígeno en los ditioposfatos reducen la densidad de electrones en el azufre aún más, haciendo que estos colectores sean menos reactivos que los xantatos. En los carbamatos el nitrógeno es menos electronegativo que el oxígeno permitiendo que el colector se más reactivo que el xantato, así entre más reactivo es el colector su selectividad cambia.

Las aminas, ácidos grasos y sulfonatos son estables en una solución acuosa. Este no es el caso de los colectores sulfhidrilo su estabilidad depende del pH de la solución, por ejemplo, el xantato de etilo a un pH a 2.5 la vida del xantato es de 2 minutos. En medios alcalinos, el ion xantato no se descompone rápidamente y puede considerarse estable en las operaciones de flotación. En un medio ácido el ácido xantático se descomponen en disulfuro de carbono y alcohol, como lo indica la siguiente reacción:



Donde  $HEX_{(aq)}$  y  $ROH$  representa el ácido xantático y el alcohol etílico respectivamente. En la Tabla 4.3-8 se muestra el pH de estabilidad para varios colectores sulfhidrilo.

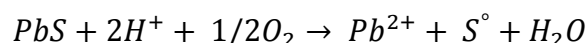
**Tabla 4.3-8**  
Rangos de pH estables para los colectores sulfhidrilo.

<b>Rangos de estabilidad de los colectores sulfhidrilo</b>	
Colector	Rango de pH
Xantato	8 - 13
Dixantogeno	1 - 11
Ditioposfato	4 - 12
Tiocarbamatos	4 - 9
Mercapto – Benzotiazol	4 - 9
Ditiocarbamatos	5 - 12

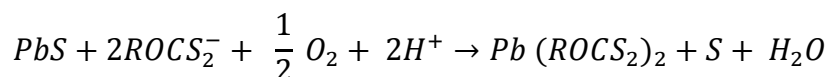
Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

En el Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 3 se muestran la dosificación y condiciones de flotación para diferentes colectores de acuerdo con Arbiter et al. (1985).

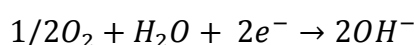
Woods (1976) menciona los minerales sulfurados se encuentran en una solución se forman productos de oxidación e hidrólisis en la superficie del mineral. En el caso de la galena en una solución ácida, la superficie de  $PbS$  se oxida por el oxígeno residual en el sistema de azufre acuoso y elemental a través de la siguiente reacción anódica:



La oxidación de la superficie del sulfuro permite una correcta adsorción del colector, el resultado final es un enlace químico entre el azufre del xantato y el átomo del metal de la superficie mineral en la red cristalina, este modelo es aplicable para los demás colectores tiol. La reacción de la quimiadsorción en la superficie del mineral es:



Cuando se lleva a cabo la operación en una solución alcalina se tiene un aumento en la concentración de  $OH^-$  que reduce la reacción del xantato deprimiendo la flotación. El  $OH^-$  aumentado en la concentración compite con el colector por sitios de adsorción. Esta reacción es conocida como una reacción catódica:



De esta manera en soluciones alcalinas la superficie de sulfuros se hidroliza y forman un recubrimiento superficial de un hidróxido el cual es insoluble. La evaluación de la hidrofobicidad de la superficie se combina con mediciones del potencial de oxidación con el objetivo de obtener información sobre las especies de la superficie mineral. En la Figura 4.3-33 se muestra los diversos equilibrios entre la galena y xantato de etilo con un diagrama de fases electroquímicas.

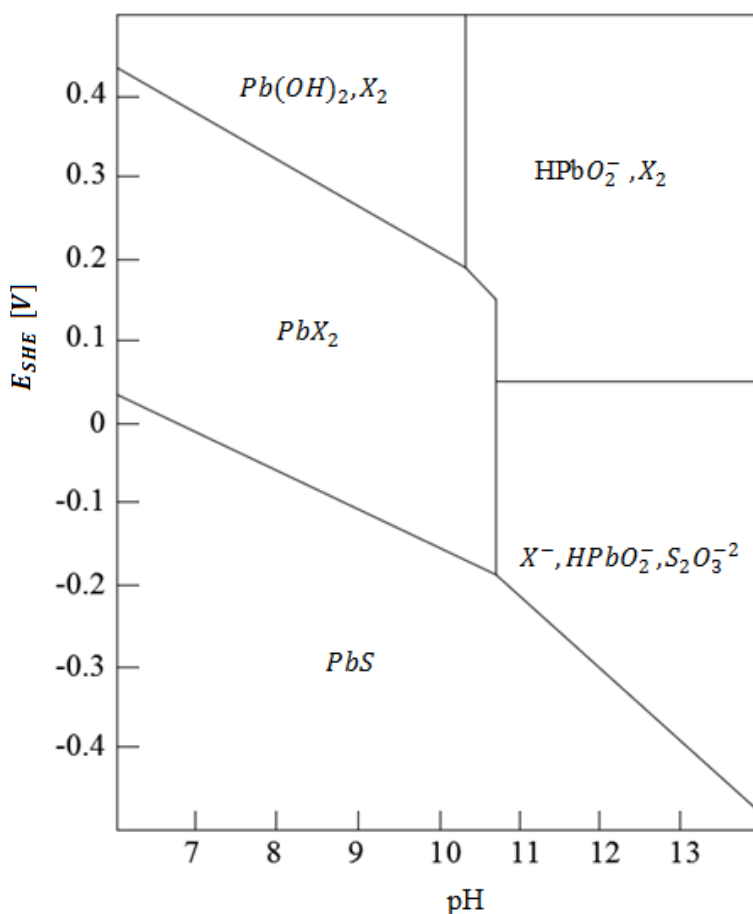


Figura 4. 3-33 Diagrama del sistema galena-xantato- oxígeno. Adaptado de Fuerstenau (1976).



En este diagrama se observan las reacciones termodinámicas para diferentes valores de pH, donde la formación del xantato de plomo ( $PbX_2$ ) con la liberación de iones de tiosulfato a la solución conduce a la formación de una superficie hidrófoba. Para obtener una comprensión de las reacciones involucradas en la flotación es necesario estudiar la oxidación de los colectores y el producto de la reducción de oxígeno.

Una forma de representar el proceso es utilizar un diagrama de potencial, donde la corriente asociada con las reacciones anódicas y catódicas se traza contra al potencial electroquímico. A medida que aumenta el potencial, aumenta la corriente anódica y disminuye la corriente catódica. El potencial de equilibrio  $E$  se logra cuando la corriente anódica es igual a la corriente catódica (Figura 4.3-34).

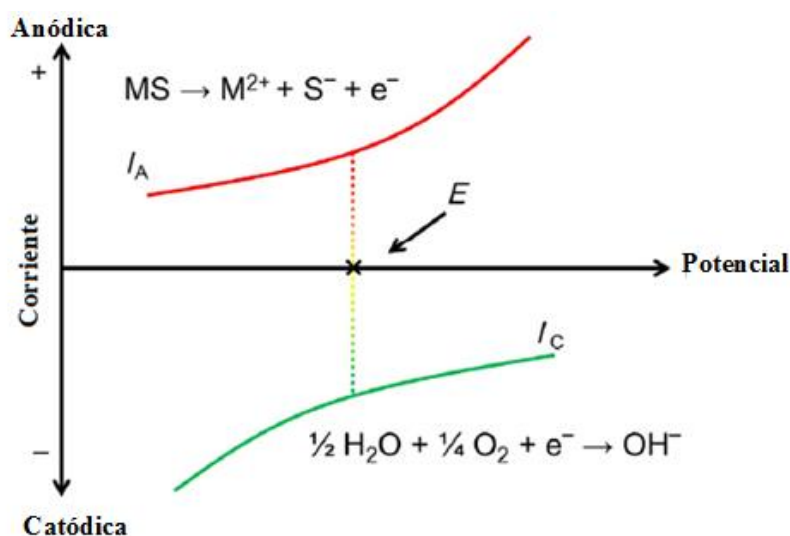
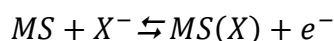


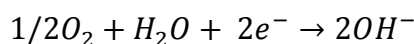
Figura 4. 3-34 Diagrama de potencial. Adaptado de Wills y Finch (2016).

La reacción anódica y catódica se puede generalizar como:

Reacción anódica:



Reacción catódica:



La adsorción de xantato es una combinación de mecanismos químicos y electroquímicos. El resultado es el enlace químico entre el azufre del xantato y el átomo metálico de la superficie del mineral, ver Figura 4.3-35.

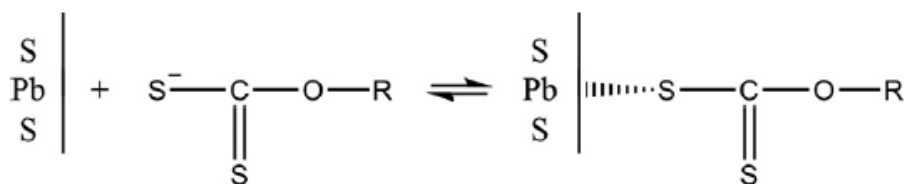


Figura 4. 3-35 Resultado de adsorción entre el xantato y galena. Adaptado de Wills y Finch (2016).

#### 4.3.2.1.4 COLECTORES PARA MINERALES NO SULFURADOS

En la flotación de minerales no sulfurados se requieren condiciones de tratamiento específicas para lograr su separación. Los ácidos carboxílicos permiten flotar la mayoría de minerales no sulfurados siempre que se tengan las condiciones apropiadas. Las operaciones para flotar minerales no sulfurados utilizan una amplia gama de modificadores.

Solo un pequeño grupo de colectores son utilizados como los ácidos grasos y aminas que cubren el 90 % de las operaciones en estos colectores el átomo donante es el oxígeno. Es fundamental el acondicionamiento de la pulpa antes de la flotación. El proceso de acondicionamiento es el lavado, deslamado, acondicionamiento de la temperatura de la pulpa y aumento del contenido de sólidos. Cuando se emplean aminas es importante que la densidad de la pulpa se encuentre entre el 20 % – 30 % de sólidos en peso y para los ácidos grasos o sulfonatos es importante una densidad entre el 70 % -75 % de sólidos en peso. Otro punto crítico es el deslamado, esto se debe a que los limos reducen la capacidad de los colectores para absorberse selectivamente sobre la superficie del mineral (Nagaraj et al., 2019).

Los ácidos grasos utilizan en la flotación de minerales oxidados. Los ácidos grasos están compuestos de ácidos carboxílicos saturados e insaturados, estos colectores son insolubles en agua. La disociación de los ácidos grasos se puede expresar en la siguiente reacción:

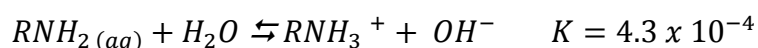


La composición de los ácidos grasos varía según su fuente, es decir; si son de origen vegetal o animal. En general los ácidos grasos se caracterizan por su índice de yodo que indica la cantidad de insaturación en la molécula e índice de acidez que mide la cantidad de grupos de ácido carboxílico. Los más utilizados son los ácidos grasos producidos de la destilación fraccionada del aceite crudo y productos de oxidación de parafina de petróleo conocidos como ácidos grasos sintéticos (Fuerstenau y Palmer, 1976).

Actualmente los ácidos grasos se emplean para la flotación de hematita, scheelita y casiterita. Para la aplicación de estos colectores es necesario elevar la temperatura de la pulpa para lograr una solubilidad adecuada. Con el objetivo de tener un mayor rendimiento se puede mejorar su solubilidad y selectividad, mediante grupos de alta polaridad y grupos de alta selectividad. Estos modificadores son sulfatos, tiourea, éster de fosfato y halógenos de Cl, Br o I.

Los colectores catiónicos utilizados en la industria son las aminas. Estos colectores se utilizan para flotar cuarzo, aluminosilicatos, fosfatos, carbonatos y sales solubles. Una de sus principales aplicaciones se da en la flotación inversa de la hematita.

Fuerstenau et al. (1985) mencionan que estos colectores se ionizan en una solución acuosa por protonación como es el caso de la dodecilamina:



Las aminas se clasifican dependiendo del número de radicales hidrocarbonatos unidos al átomo de nitrógeno. Además, las variaciones también pueden estar presentes en la configuración de la cadena de hidrocarburos de las aminas. Es así como las aminas pueden ser alquilo, arilo y alquilarilo.

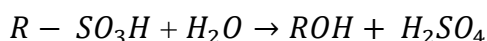
Las aminas son efectivas en un amplio rango de pH (2.5 – 10.5) y la elección del pH depende de su mineralogía y selectividad requerida. Algunos de los ejemplos de aplicación es la flotación del feldespato y micas se lleva acabo a pH de 2.5 – 3.5, la flotación de cuarzo a partir de fosfato se lleva acabo a un pH de 6.5 – 7 y la flotación cuarzo para la separación de hematita se logra a un pH de 10.5. En la mayoría de las operaciones las aminas son utilizadas para los procesos de flotación inversa.

Las aminas primarias, secundarias y terciarias son bases débiles mientras que las aminas cuaternarias son bases fuertes. Las aminas cuaternarias, se ionizan completamente a todos los valores de pH, mientras que la ionización de aminas primarias, secundarias y terciarias depende del pH del sistema. La solubilidad de estos colectores disminuye a medida que aumenta la longitud de la cadena de hidrocarburos.

Nagaraj et al. (2019) destacan que las principales aminas utilizadas en la industria son las aminas condensadas de ácido graso, alquil-imidazolina, alquil éter amina y diamina, alquil morfolina, alquil guanidina y aminas grasas. Actualmente las sales de amina cuaternaria se utilizan como colector de minerales óxido de cobre, las diaminas se emplean como colector de óxidos de Cu, Ni y Co además de la flotación de scheelita.

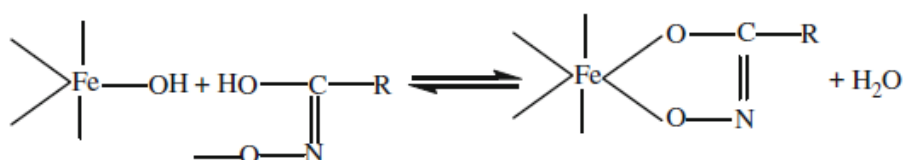
Los alquil sulfonatos y sulfatos después de los ácidos grasos y las aminas, estos colectores son el tercer grupo más importante en la flotación de minerales no sulfurados. En general los sulfonatos se desarrollan como colectores para concentrar selectivamente óxidos de hierro de baja ley, eliminar hierro y otros contaminantes de arenas sílica, feldespato y otras materias primas para la industria cerámica. Los sulfonatos de petróleo son utilizados ampliamente en la flotación de minerales de óxido y algunos minerales sulfurados.

En comparación con los ácidos grasos, alquil sulfonatos y sulfatos son electrolitos fuertes. Por lo tanto, los alquil sulfonatos y sulfatos aparecen en forma de iones. Estos colectores tienen una buena solubilidad, buena resistencia a la dureza del agua y una alta selectividad. La reacción de hidrólisis de los sulfatos es la siguiente:



Los hidroxamatos y ácidos hidroxámicos son estructuralmente más cercanos a los ácidos grasos, pero su química e interacción con el mineral son totalmente diferentes. Los ácidos hidroxámicos y sales relacionadas se utilizan para la flotación de malaquita, hematita, goethita, pirocloro, loparita, perovskita, casiterita, itrotantalita y varios minerales que pertenecen a las tierras raras (Wang, 2016).

El mecanismo de adsorción del ácido hidroxílico en la hematita se logra con la siguiente reacción (Figura 4.3-36).



**Figura 4. 3-36** Mecanismo de adsorción del ácido hidroxílico. Adaptado de Wang (2016).

Wills y Finch (2016) y Nagaraj et al. (2019) indican algunas aplicaciones de estos colectores:

- Los ácidos grasos son colectores que pueden hacer flotar casi todos los minerales; en consecuencia, tienden a ser no selectivos. El uso de estos modificadores disminuye estos problemas. Las principales fuentes de ácidos grasos son los aceites y grasas de origen vegetal y animal, además de la madera por lo tanto su composición varía de acuerdo a la fuente.
- Sales de ácido oleico, como el oleato de sodio y ácido linoleico se emplean para la flotación de minerales de calcio, bario, estroncio, magnesio, carbonatos de metales no ferrosos y sales solubles de metales alcalinos y metales.
- Las dosis típicas para las aminas son de 0.05 a 0.5 kg por toneladas, por lo tanto, se requieren de un tiempo de contacto corto, ya que tiene un rango de adsorción rápida. Las aminas son efectivas en un rango de pH de 2.5 -10 en función de la mineralogía y la selectividad. Para la flotación de cuarzo se emplean dodecilamina y alquilamina de cadena larga para la flotación inversa en concentrados de hierro.
- Sulfonatos de petróleo se emplean para la recuperación de barita, celestita, fluorita, apatita, cromita, canita, micas, casiterita y scheelita.
- Hidroxamatos como el ácido alquil hidroxámicos son quelantes y tienen una cadena de carbono de C6 a C14 forman quelatos estables con muchos cationes metálicos y son utilizados en minerales como el pirocloro, moscovita, fosforita, hematita, pirolusita, rodonita, rodocrosita, crisocola, malaquita, bornita, calcita y metales preciosos.

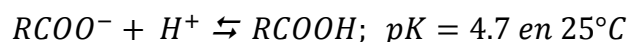
Los colectores de minerales no metálicos son electrolitos de cadena larga, siendo el colector un anión o un catión. La cabeza iónica determina si los colectores son electrolitos fuertes que se ionizan completamente en la solución o electrolitos débilmente ionizantes y se hidrolizan en una solución para formar moléculas neutras, ver Tabla 3.4-9.

**Tabla 4. 3-9**  
Electrolitos orgánicos empleados como colectores.

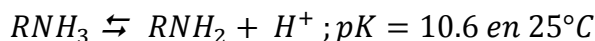
<b>Electrolitos orgánicos empleados como colectores</b>			
Tipo	Fórmula	Ion	Electrolito
Carboxilatos	$RCOONa$	$RCOO^-$	Débil
Alquil sulfato	$RSO_4Na$	$RSO_4^-$	Fuerte
Alquil sulfonato	$RSO_3Na$	$RSO_3^-$	Fuerte
Alquil fosfato	$RPO_4Na_2$	$RPO_3^{=}$	Débil
Sal de amina primaria	$RNH_3Cl$	$RNH_3^+$	Débil

Adaptado de Aplan y Fuerstenau (1962).

En el caso de los electrolitos débiles, la constante de disociación es importante porque determina la proporción de moléculas neutras en el sistema. En el caso de los carboxilatos para producir ácidos carboxílicos:



Las sales de aminas primarias se hidrolizan para producir aminas en solución; la hidrólisis se rige por la siguiente reacción:

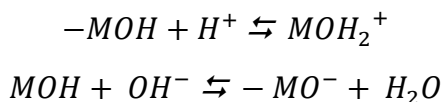


Somasundaran y Lou (1999) indican que en general existen dos métodos para la flotación de algunos minerales tipo óxidos y minerales sulfuro oxidado:

1. Flotación con ácidos grasos o aminas como colectores, sin activación.
2. Activación usando sulfuro de sodio para convertir la superficie del óxido en un sulfuro, seguido de flotación con xantatos.

El primer método, en la flotación con ácidos grasos, no es muy selectivo y puede aplicarse a un grupo muy pequeño de minerales. La presencia de minerales con metales solubles, los iones metálicos liberados en la solución pueden crear una activación no deseada de la ganga. Otro factor importante es que, en la flotación de ácidos grasos, los minerales ganga no deben de contener pirita o pirrotita y debe realizarse en un medio ácido. En el segundo método de sulfuración es un proceso más selectivo.

En general el origen de la carga en la superficie de los minerales tipo óxidos y la fase acuosa se atribuyen a la protonación/desprotonación de los hidroxilos de la superficie:



Los principales minerales donde puede ser utilizado colectores catiónicos son ortosilicatos, piroxenos, anfíboles, moscovita, biotita, clorita, cuarzo, feldespatos, nefelina, corindón, hematita y goethita. Cuando se emplean colectores aniónicos para la flotación de óxidos y silicatos, se emplean carboxilatos, sulfonates, alquilsulfatos y algunos quelantes. En contraste con la flotación de minerales de sulfuro, se requieren que los colectores tengan una cadena larga para llevar la flotación de manera eficiente.

#### 4.3.2.2 ESPUMANTES

Los espumantes son compuestos heteropolares que contienen un grupo polar (OH, COOH, C=O, OSO<sub>2</sub>y SO<sub>2</sub>OH) y un radical hidrocarbonado, que se disuelven en agua permitiendo formar una espuma estable, lo cual evita que las burbujas colapsen y el mineral pueda transportarse a la superficie. Los espumantes logran esto al reducir la tensión superficial de fase líquida y a su vez permite que las burbujas se acumulen formando una capa de espuma en la parte superior de la celda (Burroughs, 1991).

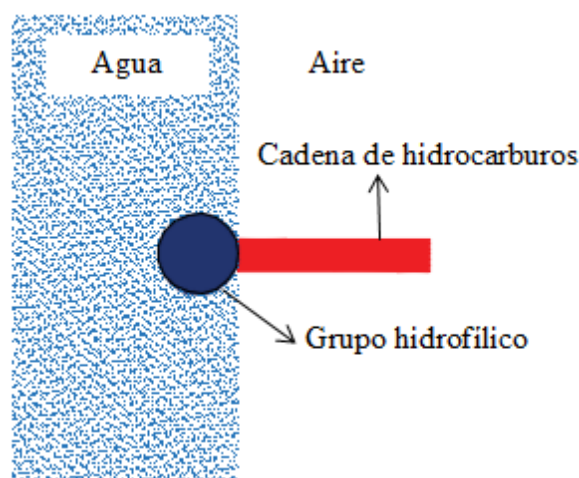
Kimpel et al. (1986) y Bulatovic (2007) indican que las funciones principales de los espumantes son:

- Ayuda a la formación y preservación de burbujas pequeñas.
- Reduce la velocidad de transporte de las burbujas.
- Ayuda a la formación de una espuma estable.
- Ayuda a la creación de burbujas finas, así la dispersión del aire en la celda mejora.
- Reducción de la coalescencia de las burbujas individuales.

La capacidad de formar una espuma estable en una solución acuosa se relaciona con una disminución de la tensión superficial y, por lo tanto, los estudios relacionados con los espumantes se asocian con la medición de la tensión superficial y el volumen o estabilidad de la espuma. La importancia de los espumantes en el proceso de flotación radica en:

1. La reducción del tamaño de las burbujas aumenta la superficie total disponible en las burbujas, aumentando la concentración de minerales. De esta forma se aumenta la probabilidad de tener contacto con las partículas de mineral, aumentando la cinética de la flotación.
2. La reducción de la velocidad con la que ascienden las partículas aumenta el tiempo de residencia de las burbujas en la pulpa, aumentando el número de partículas adheridas a cada burbuja.
3. La formación de espuma estable permite que las partículas se desborden otorgando un producto con una alta concentración.

Wills y Finch (2016) mencionan que los espumantes son una clase de surfactantes en el interfaz aire – agua. La mayoría de los espumantes son compuestos heteropolares que comprenden un grupo polar, típicamente hidroxilo y una cadena hidrocarbonada hidrofóbica. Cuando las moléculas tensioactivas están en el agua, los dipolos de agua se combinan con los grupos polares. La adsorción en el interfaz aire – agua, con la cadena hidrocarbonada (hidrofóbica) orientados hacia la fase aire y los grupos polar (hidrofílicos) hacia la fase acuosa ver, Figura 4.3-37. De esta forma se controlan las propiedades del interfaz aire – agua.



**Figura 4. 3-37** Orientación de un espumante. Adaptado de Wills y Finch (2016).

El volumen de espuma generado en las celdas de flotación en condiciones de funcionamiento estándar se denomina poder de espuma, el cual está en función del tipo de colector y espumante utilizados. El grupo polar debe contener oxígeno en forma de hidroxilo (OH), carboxilo (COOH), carbonilo (CO) o nitrógeno en la amina ( $NH_2$ ), se encuentra en aceites naturales como el de pino o eucalipto ( $C_{10}H_{17}OH$ ), en algunos alcoholes de alto peso molecular ( $C_5H_{11}OH$ ) y en ácido cresílico ( $CH_3C_6H_4OH$ ).

Los alcoholes tienen una ventaja sobre el aceite de pino y el ácido cresílico porque su composición es estable, permitiendo un control sobre el proceso de flotación y proporciona un correcto rendimiento (Burroughs, 1991).

Kawatra (2011) afirma que los espumantes más utilizados son los alcoholes en particular los metil isobutil carbino (MIBC) o los poliglicones que incluyen los poliglicones de polipropileno, alquil éteres y alquil éteres de poli etilenglicol. El uso de otros espumantes como los cresoles y los aceites de pino ha disminuido sustancialmente en la última década, los aceites de hidrocarburos son utilizados a menudo como un espumante secundario en conjunto con alcoholes y ácido cresílicos para modificar y estabilizar su estructura. La clasificación de los espumantes se da a partir de su comportamiento a diferentes valores de pH:

- Espumantes ácidos: Fenoles y alquil – lauril sulfonatos
- Neutros: Alcoholes alifáticos, alcoholes cíclicos, parafinas alcoxi y polipropilenglicoles
- Básicos: Piridina

Crozier (1992) indica que los espumantes se pueden dividir en ligeramente solubles en agua y aquellos que son completamente miscibles, como el poliéster y poliglicoléteres.

Actualmente diversos espumantes son desarrollados y patentados por diversos proveedores y rara vez se conoce su estructura. Nagaraj et al. (2019) mencionan que los espumantes utilizados actualmente son alcoholes alifáticos de cadena corta y los poliglicoles por su alto poder espumante. Además de otros compuestos como aldehídos, ketones, éteres y ésteres que se encuentran en menores cantidades en los espumantes desarrollados. Los espumantes patentados buscan obtener resultados metalúrgicos óptimos en procesos de molienda fina y el procesamiento de minerales de baja ley, llevando al desarrollo de formulaciones personalizadas de alcohol – glicol – éter. En [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 4](#) se muestra la dosificación recomendada para los diferentes tipos de espumantes de acuerdo con Arbiter et al. (1985).

Actualmente los espumantes comerciales son mezclas desarrolladas para procesos en específico, siendo los más utilizados los alcoholes alifáticos, polietilenglicol (PEG), polipropilenglicol (PPG) y éteres monoalquílicos de PPG. Los alcoholes tienen una solubilidad muy baja mientras que la mayoría de los glicoles son completamente miscibles en el agua.

#### 4.3.2.3 MODIFICADORES DE pH

Estos reactivos son productos químicos que controlan la alcalinidad o acidez de la fase líquida en los procesos de flotación. La mayoría de los minerales sulfurados y no sulfurados tienen un rango de pH dentro del cual la flotación ocurre de una manera eficiente por sus características termodinámicas que controla la selectividad de los colectores, un ejemplo es el etil xantato de potasio que puede flotar diferentes minerales como la calcocita aun pH menor a 14, galena a un pH máximo de 10.4, pirita a un pH máximo de 10.5, covelita a un pH máximo de 13.2, calcopirita a un pH máximo de 11.8 y bornita aun pH máximo de 13.8. De esta forma es posible controlar la selectividad en la flotación de un mineral polimetálico (Kawatra, 2011; Burroughs, 1991).

Leja (1982) señala que el modificar el pH mediante la adición de un ácido o un álcali afecta de diferente manera el proceso:

1. En la superficie del mineral afecta en el grado de hidratación, que impacta en el potencial zeta, densidad de la carga y la formación o destrucción de los iones adsorbidos.
2. El grado de ionización o solubilidad de un surfactante, cambiando la formación de complejos en la solución.
3. Cambia la concentración de iones que permanecen en la interface líquida de la pulpa permitiendo que reaccionen algunos colectores.
4. Cambios en el nivel del potencial electroquímico (Eh) y del potencial de óxido - reducción.

De esta manera los modificadores además cambiar el pH de la solución, pueden al mismo tiempo actuar como un depresor o dispersante. Algunas ocasiones también inducen a la floculación de las partículas finas. Un ejemplo de poder depresor a un determinado pH es el caso de pirita la cual se deprime con cal. A medida que aumenta la alcalinidad de la pulpa, disminuye la adsorción del colector en la superficie de la pirita deprimiéndola. Otro ejemplo, el silicato de sodio que evita que el cuarzo flote.

Los productos químicos que controlan la alcalinidad contienen un catión monovalente, como el *Na* en la soda caustica o *Ca* del hidróxido de calcio. Los cationes divalentes como  $Ca_2$  o  $Mg_2$  pueden exhibir un comportamiento de floculación. Algunos de los principales modificadores utilizados se muestran en la Tabla 4.3-10.

La separación requerida y carácter del mineral determinan el tipo de modificador de pH adecuado para el circuito. Las operaciones donde se flotan minerales sulfurados operan con una pulpa alcalina por cuestiones de seguridad, cuando se elige operar con una pulpa acida es porque resulta complicado el abastecimiento de cal o el mineral tratado proviene de una lixiviación previa. En la flotación de minerales no sulfurados como el cuarzo y feldespatos es eficiente en un circuito ácido y la pulpa se regula a un pH bajo con ácido fluorhídrico (Burroughs, 1991).



**Tabla 4. 3-10**  
Principales modificadores ácidos y alcalinos.

Nombre Químico	Fórmula Química
Ácido sulfúrico	$H_2SO_4$
Ácido clorhídrico	HCl
Ácido fluorhídrico	HF
Ácido hidrofurosilico	$H_2Si F_6$
Ácido sulfuroso	$H_2S O_3$
Ácido fosfórico	$H_3PO_4$
Carbonato de sodio	$Na_2CO_3$
Cal	CaO, Ca(OH) <sub>2</sub>
Hidróxido de sodio	NaOH
Hidróxido de amonio	$NH_4OH$
Dióxido de azufre	$SO_2$

Adaptado de Burroughs (1991).

La mayoría de los minerales tiene un rango de pH dentro del cual flota y por encima de este es casi imposible de asegurar la fijación de las partículas a una burbuja de aire. La capacidad de un mineral para flotar dentro de un rango de pH está determinada por la medición del ángulo de contacto en relación con su punto isoelectrico.

El valor crítico de pH es aquel que por debajo de este el mineral flotará y por encima de este no lo hará, en presencia de cantidades controladas de reactivos y manteniendo una temperatura constante. En la Tabla 4.3-11 se muestra valores condiciones variadas de diferentes colectores y la flotabilidad de algunos sulfuros.

**Tabla 4. 3-11**  
Condiciones de flotabilidad para diferentes sulfuros.

Valores de pH crítico para algunos colectores a temperatura ambiente					
Colector	Cantidad	pH crítico			
		Esfalerita	Galena	Pirita	Calcopirita
Dietil ditioposfato de sodio	32.5 mg por litro	x	6.2	3.5	9.4
Etil xantato de potasio	25 mg por litro	x	10.4	10.5	11.8
Di-etil ditiocarbamato de sodio	26.7 mg por litro	6.2	> 13	10.5	> 13
Isoamil xantato de potasio	31.6 mg por litro	5.5	12.1	12.3	> 13
Di - n - amil ditiocarbamato de potasio	42.3 mg por litro	10.4	> 13	12.8	> 13

Adaptado de Burroughs (1991).

Pryor (1985) menciona que cuando se requiere una flotación selectiva entre dos sulfuros, los cuales son flotables con el mismo colector, se debe de tener en cuenta cuatro controles basados en el colector y el pH que pueden ayudar en la selectividad, estos son:

- a) Identificar el pH crítico, en el cual el mineral "A" flotará y el mineral "B" se deprime.
- b) Elección del colector que proporciona la mejor brecha en el pH crítico de los minerales para su flotación.
- c) Conocer el balance de concentración de iones del colector contra aniones hidroxilo.
- d) Identificar la dosificación del colector para lograr una correcta adsorción en la superficie mineral.
- e) Conocer las concentraciones relativas de hidroxilo y otros aniones competidores.

Algunos de los efectos secundarios de la modificación del pH pueden incluir la precipitación de iones que de otro modo reaccionarían directamente con un colector agregado posteriormente en el sistema y por lo tanto, no estará disponible para la activación de la superficie mineral. De acuerdo con Nagaraj et al. (2019) y Burroughs (1991) los modificadores alcalinos y ácidos más utilizados son:

**Ácido sulfúrico.** Algunas de sus aplicaciones son la etapa de limpia de minerales sulfurados eliminando el hidroxilo del sistema para mejorar la flotación; aumenta la flotabilidad de sulfuros que fueron deprimidos con cal o cianuro. Es utilizado para la flotación selectiva de sulfuros de cobre o bismuto a pH de 2.5 – 4.5. Deprime minerales de fosfato en circuitos de flotación inversa, eliminación impurezas de feldespato.

**Ácido fluorhídrico.** Activación de berilo y depresión selectiva del cuarzo en la flotación con colectores aniónicos; depresión de espodumena, feldespatos y mica cuando se emplean colectores aniónicos, activación de feldespato y berilo cuando se emplean colectores catiónicos, activación de ilmenita, cromita, espodumena y circón con colectores catiónicos, depresión de cuarzo, hematita y pirocloro con colectores catiónicos.

**Cal.** Se emplea ampliamente en la flotación en circuitos de Cu, Cu – Mo, Cu – Au, Zn y en la flotación de menas de Ni. Se emplea para deprimir pirita, marcasita y pirrotita; además dispersa minerales y limos en la flotación de minerales no sulfurados, precipita algunos iones metálicos multivalentes; controla el pH modificando la viscosidad de la pulpa; controla la espuma; deprime algunos minerales de cobre, galena, marmatita y petlandita con altas dosis; deprime silicatos en la flotación con colectores catiónicos y se emplea la eliminación de limos.

**Hidróxido de sodio.** Se emplea cuando no se puede usar cal como en el caso de la flotación con ácidos grasos; depresión de minerales sulfurados como la pirita, estibinita, galena, pirrotita, fluorita, minerales que contienen niobio, brookita y se utiliza para eliminar limos.

**Carbonato de sodio.** Es ampliamente utilizado en beneficio de minerales no sulfurados y polimetálicos; emplea para la dispersión y control de lamas de gangas no sulfuradas; modificando el pH, deprime o activa la flotación con ácidos grasos, promueve la separación flotando espodumena de berilo.

En general los modificadores de pH se agregan en el circuito de molienda o en un tanque de acondicionamiento antes de la flotación y antes de agregar colectores y activadores.

#### 4.3.2.4 ACTIVADORES

Un activador es una sustancia química, generalmente inorgánica que se utilizan para llevar a cabo una flotación selectiva, cuando el mineral a flotar resulta difícil o imposible de flotar empleando únicamente colectores y espumantes. Estos reactivos alteran la naturaleza química de la superficie del mineral que lo hace más propenso a la acción de un determinado colector (Burroughs, 1991).

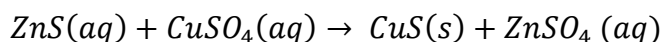
Los activadores son sales solubles que se ionizan en una solución y los iones que se liberan reaccionan con la superficie mineral, en la Tabla 4.3-12 se muestran los activadores utilizados en procesos de flotación.

Arbiter et al. (1985) ejemplifica dos procesos que permiten entender la participación de los activadores en los procesos de flotación, estos son:

1. La activación de menas de zinc por  $CuSO_4$  para su flotación con colectores tiol.
2. La activación de minerales oxidados y carbonatos de plomo o cobre con sulfuro de sodio, para la flotación con colectores tiol.

**Sulfato de cobre.** Es empleado como un activador universal para la activación de la esfalerita que flota débilmente con los colectores comunes. Los productos de los colectores como el xantato de zinc son relativamente solubles en agua por lo tanto no se proporciona una película hidrofóbica en la superficie mineral. El sulfato de cobre es soluble en agua y se disocia en iones de cobre en una solución.

La activación se debe a la formación de moléculas de sulfuro de cobre en la superficie mineral. Como el cobre es más electro negativo que el zinc de acuerdo a su posición relativa en la serie electroquímica por lo tanto el cobre es absorbido en la superficie de la esfalerita reemplazando al zinc y formando una película de sulfuro de cobre, en la siguiente reacción se muestra este proceso:



La película delgada de cobre en la superficie del mineral permite una fijación estable del xantato, haciendo que las partículas de esfalerita sean hidrofóbicas y flote fácilmente. Otros metales como la plata y el plomo se pueden usar para activar el zinc, pero el cobre es más barato que la plata y menos tóxico que el plomo. Cualquier metal en la serie electroquímica puede desplazar de la solución a los que están debajo de la serie K, Na, Li, Ba, Sr, Ca, Mg, Al, Mn, Zn, Cr, Cd, Fe, Co, Ni, Sn, Pb, Cu, As, Bi, Sb, Hg, Ag, Pd, Pt, Au, su posición de los elementos está en orden de sus potenciales relativos.

Al principio se encuentran los elementos más negativos, que desplazan a todos los aniones que siguen y por lo tanto se reducen. Al final de la serie los elementos más positivos desplazan a todos los cationes anteriores.

La sustitución iónica del sulfato de cobre se puede emplear para otros minerales como la pirrotita, marmatita, pentlandita cinabrio, cobaltita y arsenopirita. El sulfato de cobre puede alimentarse en solución o en seco, pero debe ser agregado al tanque de acondicionamiento antes de ser empleado en la celda de flotación. Wills y Finch (2016) indican que la adición de sulfato de cobre va de 0.2 a 1.6 gramos por kilogramo de Zn.

**Tabla 4. 3-12**  
Principales activadores utilizados en la industria.

Nombre Químico	Fórmula Química
Cal	CaO, Ca(OH) <sub>2</sub>
Carbonato de sodio	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Ácido sulfúrico	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Ácido fluorhídrico	HF
Sulfuro de sodio	Na <sub>2</sub> S
Peróxido de hidrógeno	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>
Permanganato de potasio	KMnO <sub>4</sub>
Sulfato de cobre	CuSO <sub>4</sub>
Nitrito de plomo	Pb(NO <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>
Silicato de sodio	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>
Fluoruro de calcio	CaF <sub>2</sub>
Carbonato de cobre	CuCO <sub>3</sub>
Acetato de plomo	Pb(CH <sub>3</sub> CO <sub>2</sub> ) <sub>3</sub>
Cloruro de aluminio	Al <sub>2</sub> Cl <sub>6</sub>
Silicato sódico	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>
Carbonato de sodio	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>
Cloruro de calcio	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>
Fluoruro sódico	NaF

Adaptado de Burroughs (1991).

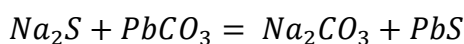
El uso de sulfato de cobre como activador es común en la flotación de Pb – Zn y Cu – Zn después de la flotación de plomo o cobre la esfalerita se activa y flota en un proceso selectivo. El procedimiento convencional se basa en elevar el pH para deprimir los sulfuros de hierro y luego agregar el sulfato de cobre, pero en algunas ocasiones se puede flotar accidentalmente la pirita y calcopirita.

Wills y Finch (2016) señalan que estudios recientes del sistema esfalerita / pirita / xantato, otorgando un nuevo orden en la adición del reactivo; el primer lugar se eleva el pH de la pulpa, posteriormente se agrega el sulfato de cobre para activar la esfalerita y se sigue aumentando el pH para deprimir la pirita. Cuando se realiza una flotación Cu – Zn los iones de cobre en solución a partir de las menas de cobre secundarias como la calcocita puede ser una fuente de iones que provocan la activación accidenta de esfalerita.

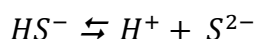
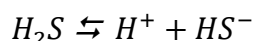
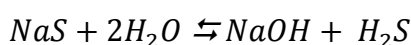
**Sulfuro de Sodio o Hidrosulfuro de sodio.** Son activadores universales para la sulfuración de óxidos y carbonatos de plomo, zinc y cobre como la cerusita, smithsonita, azurita, malaquita, cuprita y anglesita. Es importante tener un control en su adición debido a que cantidades excesivas puede actuar como un depresor de minerales de sulfuro asociados a los óxidos, una práctica común es primero flotar los minerales sulfurados y luego flotar los óxidos después de la adición por etapas del sulfuro de sodio y un colector.

Para evitar que los minerales sulfurados residuales en la pulpa interfieran en la flotación de los minerales oxidados se emplea un acondicionamiento con sulfato de amonio que tiene un valor más económico que el sulfuro de sodio. Con este acondicionamiento se reduce el consumo del agente sulfonante de los óxidos mejorando la activación.

Con los carbonatos, el proceso de sulfuración forma una película de sulfuro metálico que genera una superficie hidrofóbica que es más activa para los colectores tiol. Un ejemplo es el carbonato de plomo activado con sulfuro de sodio:

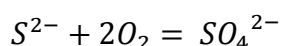


El sulfuro de sodio se alimenta a un taque de acondicionamiento como una solución de 5% a 10%. La solución se hidroliza liberando iones de  $OH^-$ ,  $S^{2-}$  y  $HS^-$ , estos reaccionan y modifican la superficie del mineral. Las reacciones del sulfuro de sodio cuando se hidrolizan son:



De esta manera la concentración de iones de  $OH^-$  aumenta a una mayor velocidad que los iones de  $H^+$  y la pulpa se vuelve alcalina. Al mantener el pH alcalino se evita la formación de gases peligrosos como el  $H_2S$ . La adición depende de la alcalinidad de la pulpa, cuando el pH aumenta se producen más iones  $HS^-$  y  $S^{2-}$ . Por esta situación, algunas operaciones prefieren el hidrosulfuro de sodio, debido a que no se hidroliza y no aumenta el pH del sistema (Wills y Finch, 2016).

En algunas ocasiones el exceso del sulfuro de sodio elimina el oxígeno de la pulpa, que reduce la adsorción del colector tiol. La siguiente reacción muestra la eliminación del oxígeno:



Además, se emplea el sulfuro de sodios para llevar a cabo el proceso de sulfuración, también es empleado para precipitar iones  $Cu$  en la pulpa como  $Cu_2S$ . Este proceso es conocido como secuestro y deprime los iones de cobre en solución para lograr una correcta activación del sulfuro de zinc.

Otros activadores universales son el acetato de plomo  $Pb(CH_3CO_2)_3$  para la flotación de estibinita con xantatos como colector o la halita con ácidos grasos, el cloruro de aluminio  $Al_2Cl_6$  ayuda a flotar micas con colectores catiónicos, la activación de cuarzo por  $Ca^{+2}$  empleando cal y ácidos grasos. En la flotación de feldespatos con un colector catiónico a un pH ácido se agrega fluoruro como activador, el nitrito de plomo  $Pb(NO_2)_2$  mejora la flotación de minerales no metálicos empleando ácidos grasos como colectores, el cianuro de sodio  $NaCN$  mejora la recuperación de minerales de zinc y el silicato sódico  $Na_2SiO_3$  activa silicatos. El ácido sulfúrico en solución al 10% se utiliza para activar a la pirita después que esta es deprimida por cal o cianuro (Burroughs, 1991). En el [En Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 5](#) se muestra una la dosificación y condiciones de flotación de los principales activadores.

#### 4.3.2.5 DEPRESORES

Estos reactivos tienen el efecto opuesto que los activadores; tiene la función de prevenir temporalmente o permanentemente la flotabilidad de algún mineral para evitar que este mineral no deseado flote fácilmente. Esto se logra haciendo que el mineral sea hidrofílico, esta acción es indispensable para la flotación selectiva cuando dos minerales tienen una flotabilidad similar.

En la flotación selectiva, se pueden eliminar una serie de valores de forma independiente por etapas haciendo que en cada uno de los minerales solo actúe un colector para que flote, mientras que los minerales restantes se mantienen en la pulpa gracias al depresor. Posteriormente cada mineral deprimido se activa para que un colector le permita flotar fácilmente. Un ejemplo es la flotación bulk Cu, Pb y Zn donde se recuperan cada uno de los valores de cobre, plomo y zinc mediante el acondicionamiento de la pulpa para después flotarla y recupera una o más especies presentes en la pulpa.

Los depresores son químicos inorgánicos que funcionan en los minerales colocando una película sobre la superficie del mineral que lo hace menos activo a la acción del colector y más hidrófilo. Existen diversos depresores y sus acciones son variadas y complejas, haciendo que no se entienda con mucha claridad la forma en que actúan sobre la superficie del mineral. La acción de los depresores en la superficie mineral ha sido interpretada como:

1. En la superficie mineral se produce un recubrimiento insoluble que impide que reaccione con los colectores.
2. Algunos mecanismos fisicoquímicos que incluyen la adsorción de la superficie mineral, formando complejos que evitan la formación de una película colectora.
3. Actúa como un disolvente de la película colectora (destrucción del colector).
4. Ajusta el pH de la pulpa, disminuyendo la adsorción del colector.

De acuerdo con Wills y Finch (2016) los depresores se pueden dividir en tres grupos inorgánicos, orgánicos y polímeros orgánicos. En la Tabla 4.3-13 se muestra un resumen de los principales depresores utilizados en las operaciones.

**Hidróxido de calcio.** La cal o hidróxido de calcio, es un depresor de pirita en la flotación de sulfuros de metales base. Esto se logra mediante la formación de un recubrimiento de una película mixta de  $Fe(OH)$ ,  $FeO(OH)$ ,  $CaSO_4$  y  $CaCO_3$  en la superficie de la pirita, lo que hace que sea menos probable la adsorción de xantatos. La alcalinidad también es importante con cal como modificador de pH, la pirita no flota fácilmente a un pH superior a 10.5. Es importante cuidar el uso de cal para que el exceso no reduzca la efectividad de los colectores, además de que deprime a los minerales auríferos. Este depresor se utiliza para deprimir la pirita, pirrotita y marcasita.

**Compuestos de cianuros.** El anión  $CN^-$  es un depresor para la esfalerita y la pirita. Los reactivos más utilizados es el cianuro de potasio o sodio y los ferrocianatos (KCN, NaCN) es un depresor universal para sulfuros de hierro y zinc con colectores de xantato y también deprime sílice en presencia de ácidos grasos. El cianuro de sodio es el más utilizado y se ha generalizado su aplicación en la flotación selectiva de Pb – Zn – Cu y Zn – Cu. El cianuro deprime la pirita al formar en su superficie ferrocianuro en la pirita, esta superficie no es reactiva con colectores.

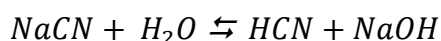
**Tabla 4. 3-13**

Principales depresores utilizados en la industria.

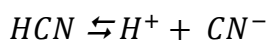
Agente activo	Reactivo	Uso común	Colector
Cación			
$Ca^+$	$CaO$	Deprime la pirita	Xantatos / Ácidos grasos
$Zn^+$	$ZnSO_4$	Deprime la esfalerita	Xantatos
Anión			
$SO_3^-$	$Na_2SO_3$	Deprime a la pirita y esfalerita	Xantatos
$S^-$	$Na_2S$	Deprime sulfuros de cobre, óxidos y silicatos	Xantatos
$CN^-$	$NaCN$	Deprime la esfalerita y sulfuros de hierro	Xantatos
$SiO_2^-$	$Na_2SiO_3$	Deprime el cuarzo y ganga silícea	Xantatos / Colectores catiónicos
$CO_3^-$	$Na_2CO_3$	Deprime ganga silícea	Xantatos / Ácidos grasos

Adaptado de Burroughs (1991).

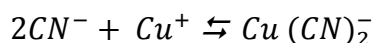
La activación accidental de la esfalerita por iones  $Cu^{2+}$  de menas de cobre residuales se contrarresta mediante la adición de cianuro. En esta operación el cianuro funciona como un desactivador. El cianuro actúa al reaccionar con el cobre en solución, primero reduce  $Cu^{+2}$  a  $Cu^+$  y luego crea complejos cuprocianuro que son estables y evitan la absorción de cobre. En un circuito de flotación el cianuro se agrega de manera temprana en el circuito, por ejemplo, en la etapa de molienda, para formar los complejos con los iones de cobre antes de la flotación de la esfalerita. El cianuro de sodio se hidroliza en una solución acuosa para formar álcali libre y cianuro de hidrógeno relativamente soluble:



Posteriormente el cianuro de hidrógeno se disocia:



El aumento en la alcalinidad de la pulpa reduce la cantidad de  $HCN$  libre, pero aumenta las concentraciones de iones  $CN^-$ . Es importante que la pulpa sea alcalina, para evitar la formación de cianuro de hidrógeno libre que es un agente peligroso. La función principal de que la pulpa se alcalina es controlar la concentración de iones de cianuro disponibles para la formación de complejos de cobre:



El cianuro puede reaccionar con los xantatos metálicos para formar complejos solubles, evitando la adsorción de xantatos en la superficie del mineral. Cuanto mayor es la solubilidad del xantato metálico en el cianuro, menos estable es la unión del colector en la superficie mineral. El xantato de plomo tiene una solubilidad muy baja con la presencia de cianuro, los xantatos de cobre son bastantes solubles, mientras que los xantatos de zinc, níquel y hierro

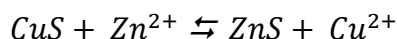
son altamente solubles. Tomando en cuenta esto los sulfuros de hierro y zinc deben separarse fácilmente de la galena en el procesamiento de minerales complejos mediante el uso de cianuro (Burroughs, 1991).

En la separación de la calcopirita, esfalerita y pirita, se necesita un control en la concentración de iones de cianuro. Se debe agregar lo suficiente para formar complejos con los metales pesados en solución y solubilizar los xantatos de zinc y hierro.

El poder como depresor en los xantatos metálicos empleando cianuro depende de la longitud de la cadena de hidrocarburos del colector. Cuando más larga es la cadena, mayor es la estabilidad del xantato metálico. Por lo tanto, para operaciones que ocupen los cianuros como depresores es importante que la concentración de los xantatos sea baja y los colectores sean de cadena corta. Para lograr una flotación selectiva empleando compuestos de cianuro es importante tomar en cuenta el tipo de colector utilizado, pH y tiempo de contacto con el cianuro, cabe mencionar que el cianuro no afecta a la acción de los espumantes.

Wills y Finch (2016) enfatizan que los cianuros son altamente tóxicos y deben manejarse con cuidado. Son reactivos caros y son capaces de formar complejos con el oro y la plata, si la planta incluye un proceso de cianuración para recuperar oro de los concentrados de flotación o colas, el uso de cianuro como depresor se adapta a esta operación incluyendo una etapa de destrucción de cianuro. Si el agua de la planta de cianuro es reciclada a la planta de flotación, el cianuro en solución debe ser controlado.

**Sulfato de zinc.** El sulfato de zinc con cianuro o solo, es útil para deprimir la esfalerita en circuitos de plomo, zinc y cobre. Los iones de zinc que se introducen en la pulpa evitan que el cobre se deposite en la superficie de la esfalerita, la reacción que se lleva a cabo es:



La acción para deprimir el sulfato de zinc se produce solo en una pulpa alcalina, donde se forma un hidróxido de zinc que se adsorbe en la superficie de la esfalerita y evita la adsorción del xantato. La activación accidental por iones  $Pb^{2+}$  se contrarresta de manera similar agregando iones  $Zn^{+2}$ . Una reacción más compleja ocurre cuando el cianuro reacciona con el sulfato de zinc para formar un cianuro de zinc, que es relativamente insoluble y precipita en la superficie de la esfalerita, evitando la adsorción del colector (Bulatovic, 2007).

La aplicación del sulfato de zinc en conjunto con cianuro se emplea en la flotación Cu – Zn que contiene minerales de cobre secundarios o alterados, el complejo  $NaZn(CN)_4$  es utilizado para deprimir a la marcasita a un pH entre 4.5 y 6.5.

**Dióxido de azufre.** Es un depresor de galena en la flotación de cobre y plomo, también es efectivo para deprimir la esfalerita en los circuitos de cobre cuando en el banco de limpia se acidifica la pulpa inyectando  $SO_2$ . La adición de dióxido de azufre en la pulpa provoca:

1. Reduce el potencial de la pulpa que retarda la adsorción del colector.
2. Produce una serie de especies sulfoxi, que proporciona diferentes productos que hace a la superficie mineral hidrofílica.
3. El  $SO_2$  en combinación con el oxígeno del aire produce condiciones oxidantes formando ácido peroxosulfúrico que oxida la película desarrollada por el colector.



El  $SO_2$  no puede emplearse cuando se tratan pulpas que contienen minerales de cobre secundarios como la calcocita y covelina, ya que se vuelven solubles en presencia de dióxido de azufre y los iones de cobre disueltos activan el sulfuro de zinc. El dióxido de azufre no deprime apreciablemente a la calcopirita y otros sulfuros de cobre.

**Sulfuros e hidrosulfuros.** El hidrosulfuro de sodio y el sulfuro de sodio son utilizados no solo como activadores de minerales no sulfurados, también se emplea como depresor de sulfuros de cobre y en altas concentraciones deprime óxidos y silicatos. Estos reactivos son utilizados en la flotación de Cu – Mo donde los sulfuros de cobre se deprimen y se flota la molibdenita.

**Fosfatos.** El fosfato de sodio y otros compuestos de fosfato se utilizan en la flotación de minerales no metálicos como depresor y dispersante. Los fosfatos forman complejos insolubles que evitan la adsorción de cationes en la superficie mineral, evitando su activación.

En la flotación de sulfuros de galena, se demostró que los fosfatos de sodio pueden desorber el colector de la galena con altas concentraciones. La depresión de la galena eficiente cuando ocurre en un pH de 10, en esta situación la galena se hidroliza formando un fosfato de sodio. La activación accidental de iones de plomo se controla con la adición de polifosfatos.

**Dicromato de potasio.** Es un depresor para la galena durante la flotación de cobre en una pulpa Cu – Pb. Esto se logra formando una película superficial de dicromato de plomo que es insoluble que hace hidrofílica la superficie del mineral. A un pH superior a 8, la adsorción de iones  $CrO_4^{-2}$  es mayor en la galena que en la pirita, calcopirita y esfalerita.

Bulatovic (2007) menciona que la adsorción de iones cromo en la galena aumenta con el aumento de la temperatura y la concentración de iones de cromo. Una mezcla de silicato de sodio y dicromato de sodio mejora la selectividad en la flotación de Cu – Pb.

**Sales de hierro ( $FeSO_4$ ,  $FeCl_3$ ).** Depresión de pirita, calcopirita y esfalerita, además de la depresión de casiterita y barita con silicato de sodio forma un depresor más eficaz.

**Permanganato de potasio.** Deprime selectivamente la arsenopirita y la pirrotita; deprime la esfalerita y sulfuros de cobre en presencia de galena, deprime la barita y la casiterita cuando se utilizan colectores de ácido grasos

**Bisulfato de sodio.** Depresor de sulfuros de zinc y hierro, usándolo en lugar de cianuro particularmente en yacimiento con plata nativa para evitar su lixiviación con el cianuro.

**Sulfitos de sodio y calcio.** Deprime la pirita y la esfalerita en la flotación de plomo y cobre.

**Sales de aluminio ( $Al_2(SO_4)_3$ ,  $Al(NO_3)_3$ ).** Deprime la esfalerita en combinación con sulfito de sodio, deprime la galena, pirita y esfalerita con tiosulfato de sodio, deprime la calcita y fluorita.

**Silicato de sodio.** Deprime el cuarzo y ganga silíceas en la flotación de minerales sulfurados y no sulfurados.

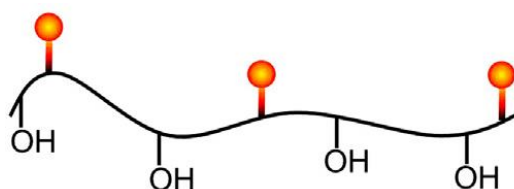
**Ácido sulfúrico.** Es empleado como un depresor de cuarzo. La adsorción de iones metálicos en el cuarzo se evita al deprimir los ácidos silícicos en la superficie del cuarzo.

**Ácido fluorhídrico.** Deprime el cuarzo en la flotación de feldespato con colectores catiónicos.

**Depresores orgánicos.** En este grupo encontramos el quebracho, ácidos tánicos y poliaminas DETA (dietilentriamina) y TETA (trietilentetramina). Estos reactivos no se ionizan y forman coloidales en la pulpa. Estos se depositan en la superficie de los minerales como una película protectora que evitan la interacción con los colectores. Estos depresores deben ser utilizados en pequeñas cantidades debido a que deprimen todos los minerales por su baja selectividad.

El quebracho y los ácidos tánicos deprimen la calcita y la dolomita en la flotación de ácidos grasos de fluorita o scheelita, mientras que las poliaminas se utilizan para deprimir la pirrotita de minerales de níquel, piroxenos y en la flotación de sulfuros se deprime las micas y el talco.

**Depresores de polímeros orgánicos.** Estos depresores son menos peligrosos que los inorgánicos y su aplicación crece actualmente. La estructura general se muestra en la Figura 4.3-38, que es un esqueleto de hidrocarburos con grupos funcionales y grupos *OH*. Los grupos funcionales reaccionan en los sitios en la superficie mineral donde vuelven hidrofílico la superficie.



**Figura 4. 3-38** Estructura de los polímeros orgánicos. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Los grupos funcionales puede ser no iónicos como OH, aniónicos como  $COO^-$ ,  $SO_3^{2-}$ , catiónicos o la composición puede ser anfótera que contiene grupos funcionales aniónicos y catiónicos.

Burroughs (1991) señala que los depresores generalmente se agregan al circuito de molienda o a un tanque acondicionamiento antes de agregar colectores y espumantes. También pueden ser agregados a las celdas de limpia en los circuitos de flotación cuando se trata de minerales complejos. La cantidad de depresores requerida depende de la naturaleza del mineral que se procesa y deberá determinarse en pruebas, en el En [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 6](#) se muestra los principales depresores y su dosificación en diferentes operaciones.

#### 4.3.2.6 DISPERSANTES Y FLOCULANTES

Las partículas finas y ultra finas se producen invariablemente durante el proceso de molienda. Los fenómenos de dispersión y floculación tratan a estas partículas. Cuando estas partículas se mueven cuando el fluido se agita se lleva a cabo la dispersión y se asientan al cesar la agitación o se aglomeran en grupos para formar unidades de mayor masa para asentarse a lo cual denominamos floculación (Somasundaran, 1980).

La ganga fina se aglomera y se mantiene unida de tal manera que interfiere con la flotación del mineral de interés económico. Huevo (1992) señala que la presencia de lamas eleva el consumo de reactivos debido a su elevada superficie específica y que las lamas cubren la superficie de las partículas de interés económico e interfieren en la interface sólido/gas.

Al liberar la superficie de lamas, los colectores actúan de manera eficiente y dispersa a los minerales ganga durante una floculación selectiva. Existe una gran variedad de términos que se emplean para indicar el tamaño de las partículas, es importante definir cada uno de ellos para que no exista alguna confusión:

Coloide: Se compone de partículas que tiene un tamaño menor a  $1\ \mu\text{m}$ .

Ultras finos: Son partículas que tiene un tamaño inferior a  $10\ \mu\text{m}$  pero superior a  $1\ \mu\text{m}$ .

Finos: Son partículas que tiene un tamaño inferior a  $100\ \mu\text{m}$  pero no inferior a  $10\ \mu\text{m}$ .

Partículas gruesas: Se define como partículas que son mayores a  $1,000\ \mu\text{m}$  (malla 16).

Lamas: Se define como una mezcla de mineral con un tamaño coloidal y ultra fino generada durante la operación de molienda y tiene la característica principal de tener una sedimentación lenta.

Los dispersantes son agentes que aseguran que las partículas no se aglomeren y puedan responder al método de tratamiento predispuesto interactuando individualmente, en muchos casos se busca reducir la viscosidad de la pulpa. Los reactivos dispersantes son compuestos inorgánicos y polímeros orgánicos que están diseñados para esta función. Dentro del compuesto inorgánico se encuentra el silicato de sodio y polifosfatos de sodio. Algunos dispersantes y floculantes también funcionan como depresores por la capacidad de dispersar o aglomerar las partículas (Bulatovic, 2007).

El reactivo más utilizado como dispersante es el silicato de sodio. La acción bajo la cual las partículas se dispersan se relaciona con la restauración de una carga negativa para generar un impulso electrostático entre las partículas, que se logra mediante una combinación del anión silicato y la eliminación de cationes metálicos de la superficie mediante el desarrollo de silicatos metálicos insolubles.

Bulatovic (2007) menciona que el silicato de sodio se adsorbe por múltiples enlaces débiles para formar capas hidratadas en la superficie del mineral. Como resultado la dispersión se debe al aumento en la carga negativa del potencial zeta como a las capas hidratadas.

Los aminopoliosfatos y polifosfatos son dispersantes efectivos, su adsorción se asocia con fuerzas electrostáticas, enlaces de hidrógeno o la formación de un enlace covalente con los cationes metálicos.

El proceso de floculación es opuesto a la dispersión; la aglomeración, se basa en la reducción de las fuerzas de repulsión entre partículas, este proceso se conoce como coagulación. Cuando la coagulación se induce por una acción de un puente de polímero, el proceso se llama floculación y los aglomerados se llaman flóculos. Por lo general, la adición sales inorgánicas, ácidos o álcalis hace que se forme un coágulo y la adición de polímeros da lugar a la formación de flóculos.

La floculación es un proceso fisicoquímico es el que las partículas sólidas finas en suspensión se aglomeran en presencia de un polímero de alto peso molecular. El papel del polímero natural o sintético es adsorber simultáneamente varias partículas, uniéndolas para formar masas de partículas grandes. Los compuestos poliméricos pueden variar en carga eléctrica, peso molecular, estructuras tridimensionales e hidrofobicidad.

Arbiter et al. (1985) señalan que, en los sistemas de flotación, es un estado disperso puede transformarse en un estado floculado por cualquiera de los siguientes mecanismos:

- Floculación por electrolitos inorgánicos, surge de una fuerza electrostática resultante de la adsorción de poli electrolitos en cualquier superficie con la carga opuesta.
- Floculación por alta concentración de electrolitos inertes, por fuerzas de Van der Waals en las cuales las moléculas o átomos neutros constituyen sistemas de cargas oscilantes que producen dipolos que se atraen entre sí.
- Floculación por moléculas anfipática (polares y no polares), donde intervienen fuerza de atracción dipolo.

El proceso de floculación emplea polímeros que se clasifican de acuerdo con su acción sobre las partículas. Si el polímero se adsorbe en varias partículas simultáneamente dando como resultado la formación de puentes moléculas entre las partículas contiguas en el floculo, se llama floculación puente. Cuando las moléculas de polímero se ramifican el proceso se llama floculación en red. Si la floculación se lleva a cabo por polímeros libres “no adsorbentes” el proceso se conoce como floculación de agotamiento, el cual resulta por una alta concentración de polímeros.

Dos floculantes utilizados son el almidón y la dextrina. En el caso de los almidones y la dextrina, se indica que las fuerzas electrostáticas actúan entre la superficie mineral y las moléculas de almidón dificultan la adsorción y que la adsorción es causada principalmente por interacciones no iónicas. El enlace de hidrógeno es el responsable de la adsorción, en la práctica el almidón es utilizado en la flotación inversa de cuarzo y hematita para deprimir los óxidos de hierro.

En el caso de la dextrina la adsorción se debe por una interacción química y algún tipo de enlace hidrofóbico. La dextrina es utilizada para deprimir óxidos de hierro, óxidos de titanio durante la flotación de cuarzo, circón y otros silicatos. Esto se explica por las ramificaciones de las cadenas de dextrina, la cual facilita la atracción electrostática de la superficie de los óxidos deprimiéndolas debido a la aglomeración de las partículas.

La aplicabilidad de un floculante depende de condiciones fisicoquímicas como el pH, concentraciones, tipos de iones y temperatura. Actualmente la mayoría de los floculantes empleado en el procesamiento de minerales se basa en poliacrilamida (PAM) que es considerado como un floculante fuerte (Wang, 2016).

En general los proveedores desarrollan floculantes a base de poliacrilamida como es el caso de Cytec Industries con la serie “Superfloc A”. Los floculantes tienen una gran aplicación en el procesamiento de minerales como el espesamiento, filtración y la eliminación de residuos.

En la flotación Arbiter et al. (1985) indican que la condición de flotabilidad para un mineral en partículas puede asociarse con su potencial de floculación, debido a que la aglomeración de partícula con partícula puede verse favorecida por el componente orgánico hidrofóbico de los colectores. De manera similar, un mineral deprimido puede dispersarse, ya que la adsorción del depresor puede aumentar la carga superficial del mineral.

La floculación en la pulpa a flotar puede darse en diferentes instancias. Un ejemplo son los minerales de cobre cuando se emplea un circuito de cal, los sulfuros muy finos generalmente en estas condiciones floculan. Las partículas finas de sílice pueden flocularse por la adsorción de  $\text{Ca}^+$  y la reducción de la carga superficial.

El caso más estudiado es la floculación selectiva de hematita - cuarzo y otros silicatos; donde el cuarzo se mantiene disperso por los reactivos de silicato cáustico, mientras que el óxido de hierro se flocula con almidón. Esto permite una sedimentación rápida de las partículas de hematita actuando como un depresor del óxido de hierro, eliminando de manera rápida hasta un tercio de la sílice (Arbiter et al., 1985).

Huezo (1992) menciona que este método de flotación depende de la cantidad, tipo de ganga y tamaño de partícula. Este método se logra con la flotación inversa con carboxilatos; donde el cuarzo se obtiene como producto en la espuma, se flota aun pH mayor de 11 y el ion calcio se emplea como activador del cuarzo y el almidón deprime el óxido de hierro. En el [Apéndice C - XI](#) se muestra la acción de los diferentes reactivos utilizados en el proceso de flotación como resumen de los reactivos de flotación.

#### 4.3.3 PREPARACIÓN DE LA PULPA

Para las operaciones de flotación es importante la preparación de la pulpa donde se deben de considerar el tamaño de la partícula, densidad de la pulpa, acondicionamiento, temperatura de la pulpa y dosificación de reactivos. Una incorrecta operación durante el acondicionamiento puede evitar que la flotación de minerales sea eficiente (Burroughs ,1991).

**Tamaño de partícula.** Arbiter et al. (1985) mencionan que los resultados del circuito de molienda tienen un impacto en la eficiencia del proceso de flotación. El primer lugar garantiza una distribución de tamaño adecuada para la flotación, el producto de la molienda puede tener fracciones gruesas o demasiado finas que afecta la densidad de la pulpa.

Una incorrecta granulometría, tiene un efecto sobre la alteración de la superficie mineral desde el acondicionamiento de reactivos en el molino. La eficiencia de flotación para sulfuros es mayor para partículas por debajo de la malla 100 por arriba de este límite la recuperación disminuye.

Los materiales ligeros como el carbón pueden flotar con éxito en tamaños de hasta 10 mallas. El límite del tamaño bajo la cual resulta eficiente depende de la gravedad específica del mineral y la finura de la molienda requerida para liberar los valores de interés.

Burroughs (1991) señala que los efectos del tamaño de partícula en la flotación dependen de las interacciones entre la textura del mineral, gravedad específica y características de las celdas de flotación. Las partículas finas generan mayores dificultades que las partículas gruesas debido a que son más sensibles a la turbulencia y afectan el rendimiento de la flotación debido a tres factores:

- Evita una correcta adsorción preferencial de los reactivos.
- Recubren las partículas minerales flotables.
- Interfieren en contacto entre la burbuja y las partículas de interés económico.

Además del deslamado con o sin floculantes, se han utilizado diferentes métodos para solucionar los problemas que generan las partículas finas:

1. Empleando emulsiones de ácidos grasos / hidrocarburos con una calidad de aceite que oscila entre 1 y 10 kg/t. La dosificación de este aceite favorece en la recolección y aglomeración de los finos.
2. La adición de calcita relativamente gruesa a pulpas de arcillas con impurezas de anatasa, acondicionado con aceite alto. Los finos se adhieren a la calcita formando un

recubrimiento de lamas. De esta forma se debe de eliminar solo la calcita para tener una flotación libre de finos.

3. El tratamiento separado de los finos mediante una clasificación (deslamado), evitando la necesidad de un tratamiento con reactivos.
4. Generación de burbujas más finas para corregir la cinética de los finos.

**Densidad de la pulpa.** La densidad de la pulpa es una variable que se controla en el circuito de molienda y la clasificación, pero no en el circuito de flotación. La mayoría de los minerales flotan con una mayor eficiencia en una alta densidad. Las pulpas de flotación pueden variar de 5 a 50 % de sólidos en peso, aunque la densidad óptima de la pulpa debe determinarse experimentalmente porque influyen factores como el equipo de flotación y características del mineral (Burroughs ,1991).

Cuanto más grueso es el mineral a flotar más densa será la pulpa, ya que el efecto de la flotabilidad será alto y ayudará a elevar las burbujas cargadas de mineral hasta la superficie, en especial en los bancos primarios. Solo son aceptables pulpas con una densidad baja en los circuitos de limpia.

El rendimiento del equipo de flotación es proporcional a la densidad de la pulpa y cantidad de mineral, por lo tanto, es deseable flotar a una pulpa con una densidad alta. Para considerar una práctica estándar para controlar la densidad de la pulpa en los circuitos de flotación es importante que la pulpa fluya por gravedad para evitar la dilución en el bombeo, debido a que la dilución por cuestiones de bombeo reduce la densidad de la pulpa y el tonelaje del material que se alimenta a las celdas.

**Acondicionamiento.** Pryor (1985) indica que el acondicionamiento proporciona a la pulpa el tiempo suficiente para una correcta mezcla y las reacciones con los compuestos químicos se lleven a cabo antes de la flotación. La eficiencia del acondicionamiento depende de:

1. Mezcla y dispersión de cada reactivo a través de la pulpa.
2. Contactos repetitivos entre moléculas de reactivo y todas las partículas de la pulpa, en cada etapa de acondicionamiento.
3. Otorga un tiempo de desarrollo prolongado para que el contacto del reactivo con las partículas minerales sea el óptimo, si es necesario se deben de llevar a cabo etapas sucesivas de acondicionamiento.

El acondicionamiento de la pulpa tiene diferentes objetivos:

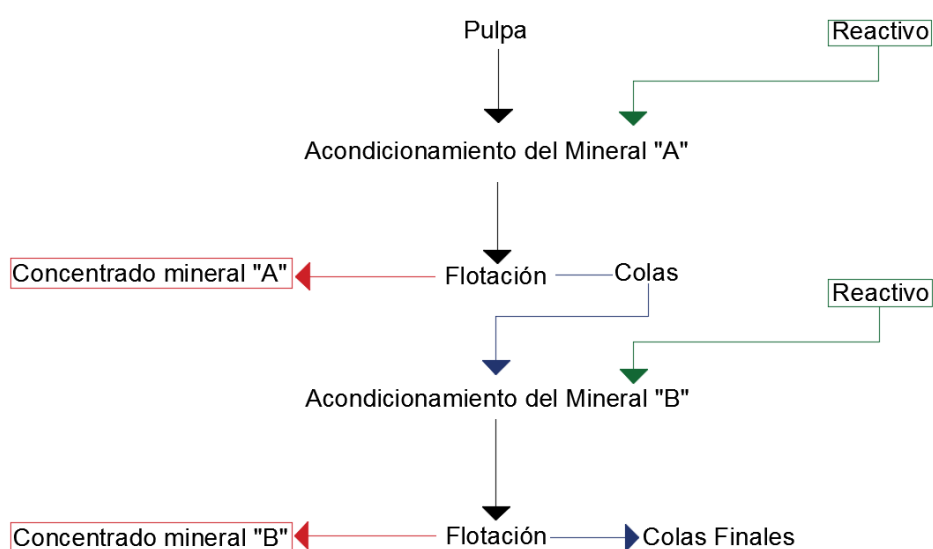
1. Dispersión de lamas
2. Cambios en el pH de la solución
3. Depresión o activación de las menas
4. Recubrimiento selectivo por algún colector
5. Adición de espumantes
6. Estabilización de las burbujas cargadas.

Para lograr estos objetivos se considera como una práctica estándar, el acondicionamiento antes de que la pulpa se alimente a las celdas de flotación. Esto disminuye el tiempo de flotación aumentando la capacidad del circuito de flotación.

Existen muchas variables a considerar en el acondicionamiento como el porcentaje de sólidos, tiempo de acondicionamiento, grado de aireación en el tanque, orden de adición de los reactivos, intensidad de la agitación y velocidad de la reacción en la superficie mineral.

El tiempo de acondicionamiento es importante, un tiempo de tratamiento corto puede no dar los resultados deseado en la flotación, mientras que el tiempo más prolongado aumenta el uso de reactivos, así como el consumo de energía utilizado en la agitación. Otro punto importante es la temperatura de la pulpa, con soluciones calientes se requiere de una menor cantidad de reactivos que otorga una reacción química rápida.

En la flotación selectiva de minerales polimetálicos es fundamental el acondicionamiento después de cada flotación para pasar al siguiente circuito por el ejemplo la flotación de Cu – Pb – Zn. La adición del colector se controla por el valor del pH por lo tanto es preferente acondicionar el pH de la pulpa y posteriormente suministrar el colector. En la Figura 4.3-39 se muestra un esquema de la flotación diferencial de dos minerales.



**Figura 4. 3-39** Esquema de flotación selectiva. Adaptado de Pryor (1985).

En cualquier tratamiento de acondicionamiento se deben de tomar en cuenta:

1. Compuestos que impiden la flotación del mineral deben estar inocuos.
2. Iones libres durante la molienda deben deprimirse para no formar reaccionar.
3. Lamas deben de dispersarse.
4. Mineral de la pulpa que no se desea flotar debe volverse hidrófilo.
5. Fuerzas de atracción deseadas para la absorción del colector deben de desarrollarse de manera correcta en las partículas que se desea que interactúen con el colector.
6. Superficies porosas deber de reducirse para minimizar el consumo del colector.
7. Minerales que son débilmente flotables deben de activarse.

La cantidad de reactivos dosificados a la pulpa debe de agregarse con precisión y en el tiempo de acondicionamiento debe ser lo suficiente para complementar la reacción deseada. Esto implica calentar la pulpa y agitar la pulpa de manera uniforme para que los productos químicos se distribuyan homogéneamente.

**Temperatura de la pulpa.** Las pulpas en los equipos de flotación generalmente se manejan a temperaturas de 12° C a 20° C, pero hay casos en los cuales la flotación resulta eficiente si aumenta la temperatura. La solución caliente no solo requiere menores cantidades de reactivos de flotación, sino que otorga reacciones químicas y físicas a alta velocidad que es de gran ayuda cuando la diferencia de flotabilidad entre los minerales es mínima (Burroughs, 1991).

**Dosificación de los reactivos.** La dosificación por etapas de los reactivos de flotación da una mayor recuperación de los minerales con costos bajos, comparado con el caso si todos los reactivos se agregan al tanque de acondicionamiento o directamente a las celdas primarias. Como se mencionó anteriormente algunos reactivos pueden agregarse durante la molienda y algunos otros a tanques de acondicionamiento.

Es importante la precisión en la dosificación de reactivos, especialmente porque los reactivos se agregan en cantidades bastante pequeñas y un exceso de reactivos puede ser perjudicial para una correcta flotación. Para evitar este problema, las plantas de beneficio actuales automatizan la dosificación de los reactivos, de esta manera se evita el desperdicio que representan un gran gasto para las operaciones.

#### 4.3.4 EQUIPOS DE FLOTACIÓN

Los equipos utilizados en la mayoría de las operaciones de flotación pueden designarse como neumáticos o mecánicos. Ambos equipos tienen el objetivo de garantizar el flujo de la pulpa y tener un correcto contacto entre partículas y burbujas, además de promover que las burbujas cargadas se acumulen en la superficie para formar una capa de espuma que se desborda del equipo para recuperar el mineral de interés económico (Gorain et al., 2007).

Los equipos de flotación mecánicos comúnmente llamadas celdas de flotación tienen sistemas de auto aireación, inyección del aire por la presión centrífuga de un impulsor, aire inyectando por un equipo externo para suministrar las burbujas requeridas para la flotación. Estos equipos cuentan con un mecanismo giratorio que mezcla sólidos, líquidos y aire, regularmente llamado impulsor o rotor, este elemento gira en la parte inferior de la celda para agitar la pulpa y al mismo tiempo suministra aire por una tubería vertical para el desarrollo de burbujas. Un banco de flotación comprende de varias celdas de flotación en serie, los equipos se encuentran en una sucesión celda a celda separados por vertederos entre cada impulsor o en celdas de tanque individuales, ver [Apéndice C - XII](#) (Wills y Finch, 2016).

Las celdas neumáticas dependen de la inyección de un aire para mezclar los sólidos, líquidos y burbujas, en este grupo se encuentran las columnas de flotación. Estos equipos no dependen de la agitación mecánica tanto para agitar y hacer circular la pulpa. La gran cantidad de aire introducida en el equipo neumático tiene un efecto oxidante que en ciertos casos influye modificando las condiciones del sistema de flotación.

En general los equipos neumáticos proporcionan un concentrado con pocos problemas de operación, siempre y cuando se trate una alimentación fina. Esta característica hace que estos equipos sean utilizados en circuitos de flotación de limpieza para elevar la ley de esta etapa. Actualmente en las operaciones es común que las celdas de flotación se ensamblen en un circuito de varias etapas, en lugar de usar celdas de flotación individuales de forma aislada.



El uso de los circuitos de flotación de múltiples etapas para la flotación permite la recuperación del mineral de las colas de los bancos aguas arriba. La única desventaja de emplear una gran cantidad de celdas de flotación es el espacio que demanda en la planta.

Las celdas se ensamblan en circuitos de varias etapas, por lo general utilizan un banco de celdas primario (Rougher) que hace una primera separación de la mena. El concentrado del banco primario es procesado en celdas de limpia (Cleaner) donde se elimina la ganga logrando una mayor pureza del concentrado. Las colas de las celdas primarias se envían a celdas agotativas (Scavenger) con el objetivo de recuperar los minerales valiosos residuales en las colas del proceso.

Estos bancos de celdas se pueden configurar de diferentes maneras para diseñar diversos circuitos de flotación. El número de bancos, etapas de limpias y agotativas depende de la complejidad mineralógica del mineral proveniente de mina.

Nelson y Lelinski (2019) mencionan que los equipos de flotación se pueden clasificar por su mecanismo y funcionamiento. El esquema más simple clasifica a los equipos o circuitos en primario, limpia y agotativos. En algunas aplicaciones se emplean categorías adicionales, como primario – agotativo y limpia – agotativo, celda unitaria o celda de flotación flash. En la mayoría de los casos, las celdas tienen una función determinada para su instalación en bancos:

**Primarios.** Son el primer banco de celdas en una planta de flotación. Están diseñados para tener una gran capacidad y su funcionamiento permite lograr una alta recuperación de partículas gruesas y finas de la mena, suele ser la etapa con una mayor demanda de energía y cumple con una recuperación alta de espuma.

**Primarios – Agotativos.** Operan para lograr una recuperación de los valores en las colas de los bancos primarios. Dependiendo de la mineralogía y la operación de la etapa primaria, los valores recuperados pueden ser partículas gruesas, finas o bloqueadas. El concentrado del circuito primario – agotativos se llevan a una nueva molienda para liberar los valores bloqueados o son enviados directamente a una etapa de limpia.

Los agotativos operan con una capa de espuma no tan profunda y se puede cambiar la aireación para obtener la recuperación deseada. Las etapas de primarias – agotativos puede ser una fila de celdas separadas o un banco dentro de los bancos primarios que operan como agotativos. Las etapas primarias – agotativos pueden ser modificadas para ajustarse a los cambios en la alimentación.

**Limpia.** Su objetivo en la planta de flotación es mejorar la ley del concentrado para cumplir con las especificaciones del proceso aguas abajo y evitar penalizaciones en la fundición si es el caso. Los equipos empleados para los bancos de limpia son más pequeños que los utilizados en los bancos primarios y agotativos, porque tratan el concentrado de la etapa primaria para eliminar la mayor cantidad de ganga siendo un proceso selectivo.

Los equipos de limpia se caracterizan por tener una capa de espuma gruesa que presenta el concentrado de mayor ley. La operación de la limpia funciona con una densidad de pulpa baja con una distribución de partículas finas. Cuando se requiere recuperar las partículas extremadamente finas y densas se requiere de una alta energía para el impulsor y la inyección de aire. En general la etapa de limpieza se realiza en varias etapas siendo los equipos de limpia finales las columnas de flotación.

**Limpia – agotativos.** Se opera para alcanzar altos valores de recuperación en las colas de la limpia, estos valores en general son partículas finas.

#### 4.3.4.1 CIRCUITOS DE FLOTACIÓN

Los circuitos de flotación son sistemas de celdas y equipos auxiliares dispuestos para obtener recuperaciones y leyes viables para los proyectos. La función principal de un circuito de flotación es concentrar minerales de manera eficiente a un bajo costo. Como cada mineral tiene características mineralógicas diferentes, el circuito de flotación debe diseñarse en función de las especies mineralógicas contenidas en el mineral (Albiter et al., 1985).

Malghan (1986) indica que los circuitos de flotación están diseñados a partir de los resultados de las pruebas de laboratorio y plantas piloto, en conjunto con las experiencias colectivas de los ingenieros y empresas involucradas en el diseño. Mediante un equipo multidisciplinario se establecen detalles y factores de seguridad que no se pueden obtener solo con las pruebas de laboratorio.

La configuración del circuito de flotación para un mineral considera las características hidrofóbicas de los minerales, cantidad de mineral valioso presente, ley del mineral y requisitos de la calidad del concentrado final para su comercialización.

El desarrollo del circuito de flotación requiere una interacción entre ingenieros metalúrgicos, geólogos y de minas para incorporar el conocimiento de las características del cuerpo mineral, características de las especies mineralógicas y plan de explotación. No se puede generalizar un circuito de flotación para un determinado tipo de mineral porque el objetivo específico del circuito puede diferir para satisfacer las necesidades de cada operación.

Burroughs (1991) menciona que emplear una sola etapa de flotación es inusual en las operaciones, para obtener recuperaciones y leyes económicamente viables por lo tanto se emplean etapas primarias, limpia y agotativos. La disposición de las celdas puede otorgar un flujo en serie como en paralelo, el diseño paralelo permite tratar grandes capacidades en la planta de flotación. Actualmente se tiene la disponibilidad de celdas de flotación con capacidades hasta de 630 m<sup>3</sup> que permite bancos simples con altas capacidades. Las líneas paralelas de bancos de flotación aportan una gran flexibilidad y alta disponibilidad operativa. Algunos de los factores que afectan la configuración de los circuitos de flotación son:

- Cantidad de minerales valioso recuperado.
- Cinética de la flotación de cada especie mineralógica.
- Actividad de flotación de partículas gruesas no liberadas y finas.
- Tipos de celdas y equipos de flotación utilizados.
- Reactivos utilizados para la operación.
- Economización de los costos de molienda.
- Flexibilidad del circuito.
- Distancia hacia la fundición.

Los elementos de los circuitos de flotación son:

**Celdas primarias.** Reciben la descarga de la operación de molienda, más el flujo circulante de las celdas de limpia y agotativos. Es la operación principal y elimina el mayor porcentaje de ganga, las colas de estos bancos son de gran volumen pero contiene valores de interés.

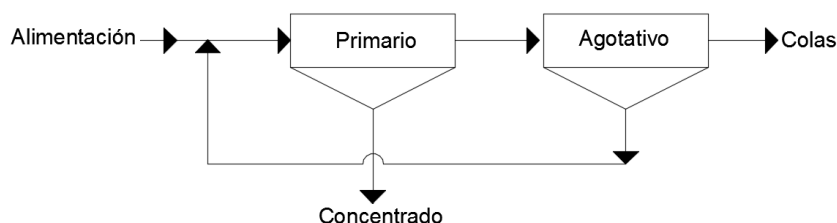
**Celdas agotativas.** Reciben las colas de las celdas primarias, producen un concentrado con una mayor pureza y las colas finales del proceso. Estas celdas pueden formar parte del banco primario o pueden estar separadas. El concentrado de las celdas agotativas puede recircularse a las celdas primarias o pueden tratarse por separador mediante una etapa de limpia o una etapa de re-molienda.

**Celdas de limpia.** Son alimentadas con el concentrado de las celdas primarias o de la etapa de remolienda, con el objetivo de producir un concentrado limpio. Las colas de las celdas de limpia pueden recircularse al banco primario.

El número de celdas de un banco depende del volumen por celda y el tiempo de residencia requerido para una recuperación económica. La pulpa ingresa a las celdas primarias donde parte del mineral abandona la celda en la espuma, el desbordamiento de la primera celda pasa a la segunda celda donde se recupera más espuma mineralizada, así sucesivamente hasta la última celda del banco.

La altura de la cama de espuma para cada celda está determinada por la altura del vertedero de desbordamiento, la diferencia de altura entre el vertedero y rebosadero de la celda determina la altura de la cama de espuma. La altura de la cama de espuma se mantiene alta en las celdas primarias, debido a que existe un mayor porcentaje de minerales hidrofóbicos. La altura de la capa de espuma se reduce de una celda a otra a medida que en la pulpa se agotan las partículas minerales flotantes.

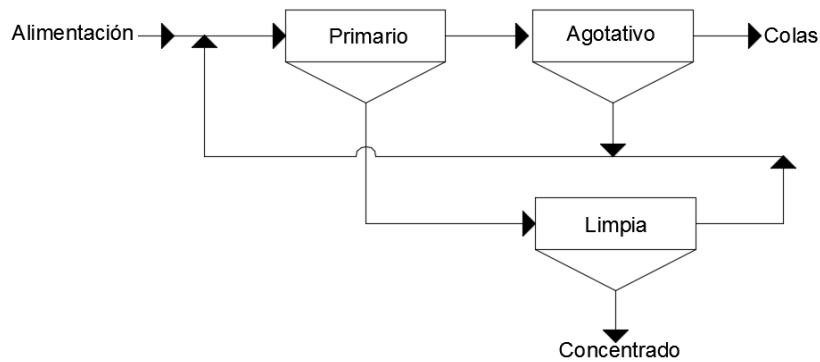
En las celdas agotativas se encuentran partículas no liberadas que a menudo se recirculan al banco primario. Cuando estas partículas intermedias son excesivas, puede ser necesario una etapa de re-molienda, el primer circuito básico es el circuito primario – agotativo, ver Figura 4.3-40.



**Figura 4. 3-40** Circuito primario - agotativo. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

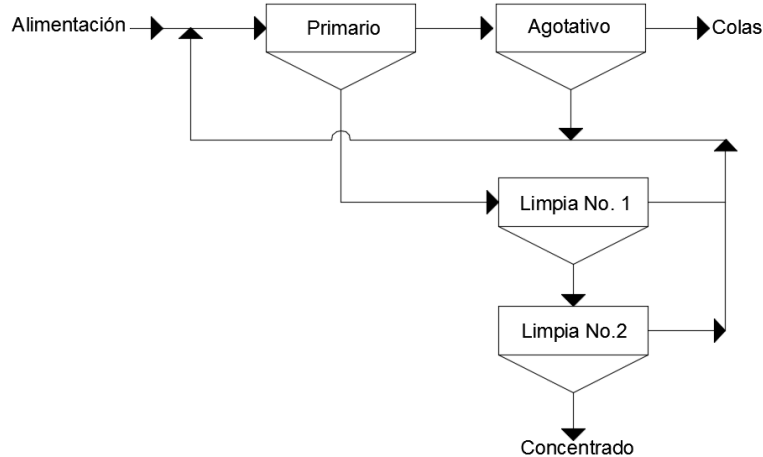
Este circuito se emplea con éxito cuando la ganga es relativamente flotable. Se requiere un control para producir una ley consistente del concentrado si hay fluctuaciones en la ley de cabezas. Dependiendo de las diferencias de flotabilidad de minerales valiosos y la ganga, el concentrado de las celdas primarias puede enviarse o no al tanque del concentrado final. Por ejemplo, el sulfuro de cobre flota rápidamente, las leyes del concentrado de la celda primaria pueden formar parte del concentrado final. En tales casos, el concentrado de alta calidad puede enviarse directamente a un tanque espesador.

Un sistema aprobado es diluir el concentrado de las celdas primaria y volver a flotarse en las celdas de limpia permitiendo obtener un concentrado con una mayor pureza, en las celdas de limpia los vertederos se mantienen bajos para mantener una espuma profunda y producir un concentrado de alta ley. Este circuito está compuesto por celdas primarias - agotativas – limpia, ver Figura 4.3-41. En algunas ocasiones las colas de las celdas de limpia contienen valores entonces se opta por su recirculación a las celdas de limpia formando el segundo circuito básico.



**Figura 4. 3-41** Circuito primario – agotativo - limpia. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

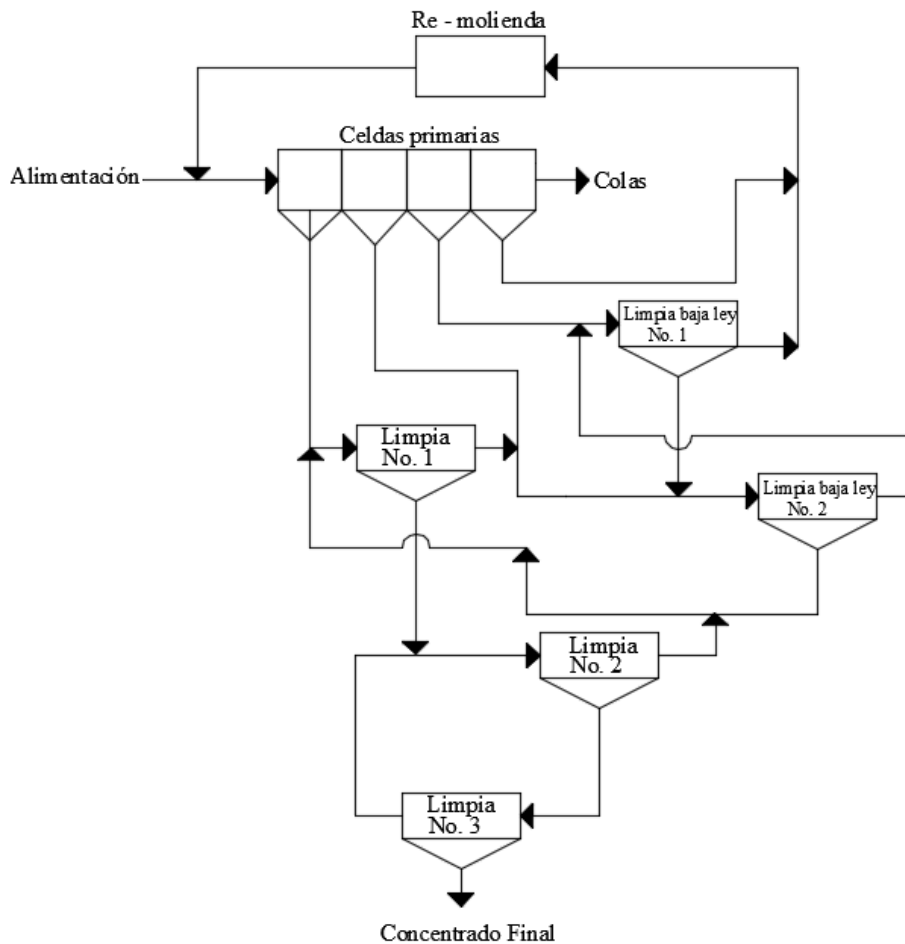
Este circuito es útil para minerales que necesitan una cantidad alta de aireación en el banco para producir una recuperación rentable, también se emplea cuando la ganga tiende a flotar y es difícil de separar de la mena. Para estos casos también se puede utilizar uno o más bancos de celdas de limpia, ver Figura 4.3-42.



**Figura 4. 3-42** Circuito primario – agotativo – limpia con dos etapas. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

La ley del concentrado de las celdas de limpia depende del concentrado de las celdas primarias y del número de etapas de limpia para alcanzar una ley óptima. Por lo tanto, el tiempo residencia de las celdas primarias se fija para obtener un concentrado de alta ley como para producir un concentrado final.

En un circuito de flotación complejo, la etapa de flotación primaria se puede dividir en etapas, cada una de las etapas entrega su concentrado al circuito de limpia en un punto diferente según su ley. Esta configuración básica consiste en múltiples etapas de limpia para los concentrados de baja ley, ver Figura 4.3-43.



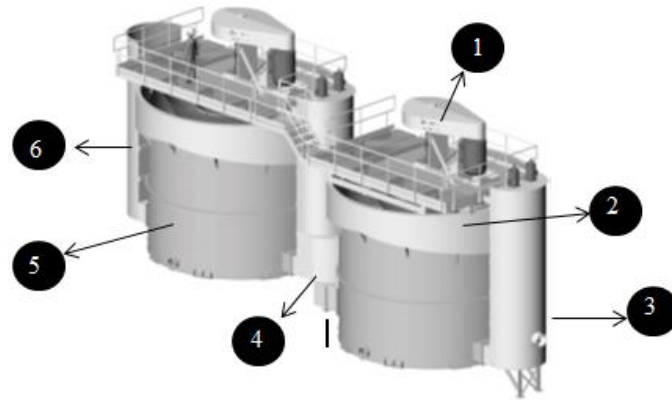
**Figura 4. 3-43** Circuito con múltiples etapas de limpia. Adaptado de Anderson y Mular (1986).

Para aumentar la recuperación de minerales valiosos en las etapas primaria y agotativas, es necesario evitar recuperaciones excesivas de partículas intermedias débilmente hidrofóbicas. La re-molienda de estas partículas intermedias es una práctica común, especialmente en los sulfuros y generalmente se utilizan molinos de agitación. Los materiales intermedios con valores en las etapas de limpia o agotativas son clasificados y se envía a la etapa de re-molienda para ser alimentados al circuito de flotación, estos circuitos se emplean cuando el mineral es de alta flotabilidad y está asociado a la ganga.

#### 4.3.4.2 CELDAS MECÁNICAS

Wills y Finch (2016) las celdas de flotación mecánicas consisten en un tanque equipado con un impulsor y dispositivo para generar burbujas de aire en la pulpa agitada. El impulsor agita la pulpa para mantener a las partículas en suspensión, dispersar el aire en burbujas finas y proporciona un ambiente para la interacción de las burbujas y partículas hidrofóbicas. Esta condición genera un ambiente propio para la separación de las menas y la ganga, las burbujas cargadas se mueven hacia la superficie del tanque y desbordan hacia un vertedero. La espuma que se desborda es conocida como concentrado y las partículas que no se adhieren a las burbujas se descargan desde el fondo del tanque a una segunda celda o hacia la presa de jales mediante un sistema de tuberías.

Las celdas mecánicas han sido diseñadas en una amplia variedad de configuraciones, su aplicación en la flotación de minerales de metales base llevó a que estas celdas tengan grandes capacidades que van de 100 a 1,300 pies cúbicos. Los tanques de las celdas pueden ser cuadradas, circulares o rectangulares (canales), en la Figura 4.3-44 se muestran los componentes principales de las celdas mecánicas tomando como base el equipo TankCell.

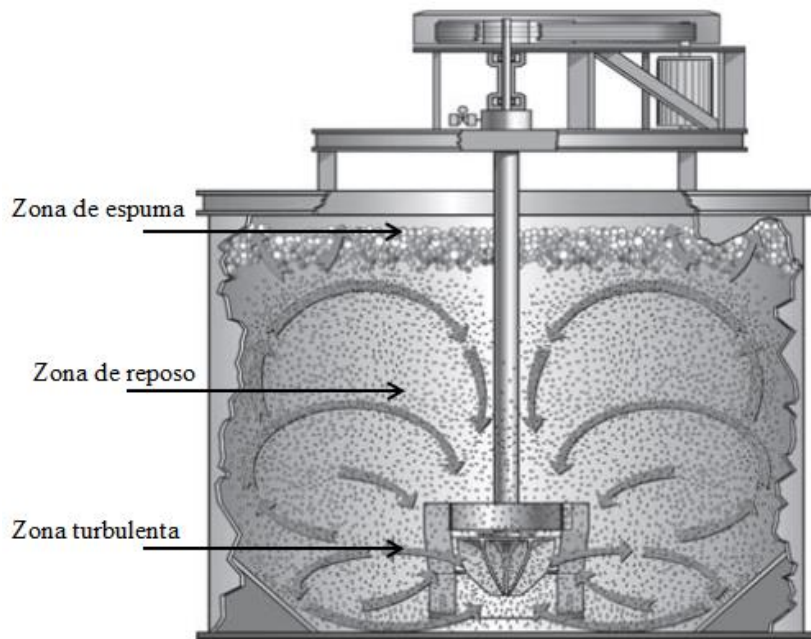


**Figura 4. 3-44** Componentes de una celda mecánica Leyendas: (1) Conjunto del impulso, (2) Canales de descarga, (3) Caja de descarga, (4) Caja de conexión, (5) Tanque y (6) Caja de alimentación. Adaptado de Fuerstenau et al. (2007).

Kawatra (2011) señala que independiente del diseño de la celda, el equipo debe de garantizar:

- Las partículas suspendidas no se depositen en zonas muertas.
- El tiempo de residencia en toda la pulpa debe de ser uniforme.
- Las partículas deben de tener un contacto eficiente con las burbujas.
- El aire en la celda se debe dispersar uniformemente.
- La capa de espuma debe de recolectarse de manera eficiente sin tener pérdidas.
- El nivel de la pulpa se debe de controlar con precisión.
- El mantenimiento de la máquina debe de ser sencillo y el consumo de energía debe ser mínimo.

Fuerstenau et al. (2007) mencionan que una celda de flotación mecánica requiere de la generación de tres zonas hidrodinámicas distintas para una flotación selectiva. La región cercana al impulsor abarca una región turbulenta necesaria para la suspensión de los sólidos, la dispersión del gas en forma de burbujas y la interacción de las partículas con las burbujas que forma la zona de recolección de la mena o zona turbulenta. Por arriba de la región turbulenta se encuentra una zona de reposo, donde las partículas cargadas se elevan en una región de menor turbulencia que les da estabilidad. La región encima de la zona de reposo es la zona de espuma que sirve como un paso de limpieza y mejora la calidad del producto. El volumen de cada región varía de acuerdo con el diseño de la celda. En la Figura 4.3-45 se muestra estas regiones tomando como base la celda Dorr – Oliver.



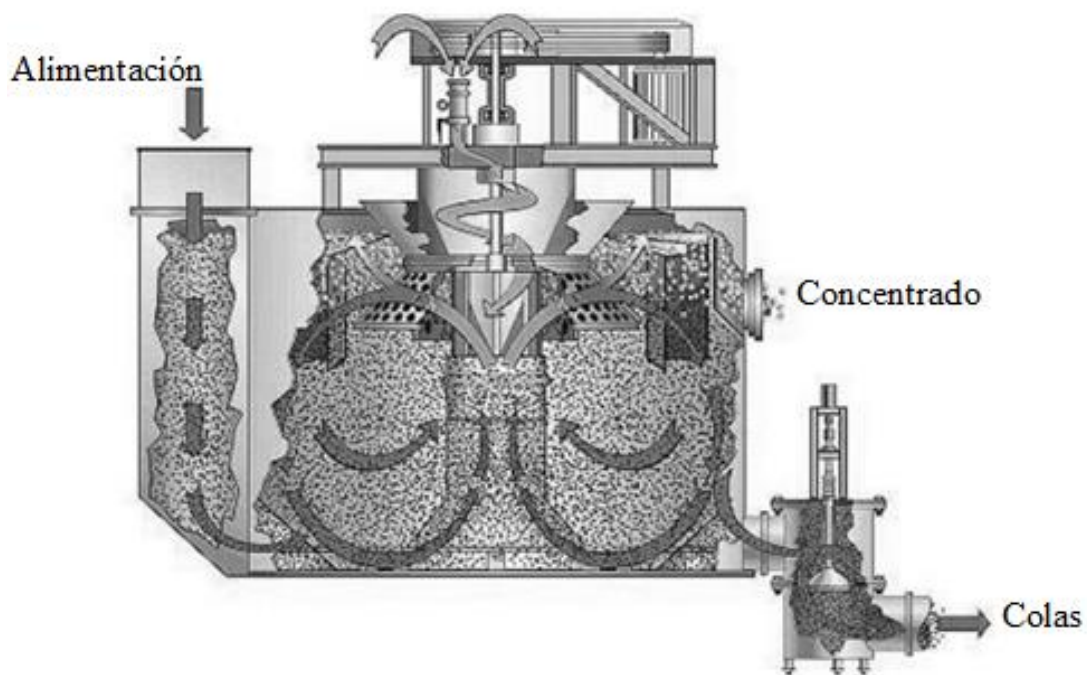
**Figura 4. 3-45** Zonas hidrodinámicas principales de una celda mecánica. Adaptado de Fuerstenau et al. (2007).

La dispersión de las burbujas es una de las condiciones hidrodinámicas más importantes en las celdas de flotación. La dispersión de aire en burbujas puede caracterizarse por tres propiedades: (1) tamaño de las burbujas, (2) retención del gas y (3) velocidad del gas. El tamaño del promedio de las burbujas varía de 0.5 a 2 mm; la retención del gas varía de 5 % a 15 % y la velocidad superficial del gas varía de 0.6 a 1.5 cm/s dependiendo de las condiciones de operación de la velocidad del impulsor y velocidad de aireación (Nelson y Lelinski, 2019).

Existen dos modos por los cuales se introduce el aire en las celdas; uno es el modo de entrada del aire forzado que se lleva a cabo utilizando un compresor externo y el otro es el modo de entrada de aire automático denominado auto aireación. Estos dos diseños de celda se distinguen por el diseño y ubicación del impulsor. En las celdas de aireación externa el impulsor llega al fondo de la celda y suministra aire a presión a través del eje del impulsor. En las celdas de auto aireación se emplea una tubería donde el aire se suministra en un punto medio de la celda un ejemplo de estos dos diseños son las celdas Wemco y Dorr-Oliver.

El impulsor en una celda de flotación mecánica genera un vórtice en la parte inferior de las paletas durante la rotación desplazando la pulpa, en este instante se introduce aire a través del eje del impulsor. Las burbujas de aire dispersas entran en contacto con la pulpa cerca del punto de descarga del impulsor, posteriormente el flujo de pulpa aireada sale del impulsor hacia el resto del volumen del tanque.

El impulsor actúa como una bomba, extrayendo la pulpa desde el fondo y expulsando la pulpa aireada al resto del tanque. Cada diseño de celda tiene un patrón del flujo diferente como se puede observar en la celda Wemco, ver Figura 4.3-46, en el Apéndice C - XII se muestra el patrón de flujo de diferentes celdas.



**Figura 4. 3-46** Patrón de flujo de una celda Wemco. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Fuerstenau et al. (2007) señalan que los componentes esenciales de una celda de flotación mecánica son el tanque, caja de alimentación, caja de descarga, zona de lavado, conjunto del impulsor, impulsor y difusores.

**Taque.** Los tanques de la celda pueden tener un perfil rectangular, cuadrado o circular con esquinas truncadas o con un fondo en forma de “U” dependiendo del tipo y tamaño deseado de la celda. Generalmente, las celdas mecánicas se diseñan con un fondo rectangular con volúmenes hasta de 3 m<sup>3</sup> y tanques cilíndricos con un fondo en “U” para lograr volúmenes de 38 – 45 m<sup>3</sup> comúnmente llamados SuperCells.

**Caja de alimentación y descarga.** Cada banco en un circuito de flotación está equipado con una caja de alimentación con una abertura rectangular en la parte inferior del tanque que permite la entrada de la pulpa en el banco de celdas. La caja de alimentación puede ser de forma rectangular o cilíndrica dependiendo del tipo y tamaño de la celda. La caja de descarga también se instala en el extremo opuesto de la celda que permite la descarga de las colas, tiene una forma rectangular o cilíndrica.

**Caja de distribución.** Este dispositivo se utiliza para dividir el flujo de pulpa en dos o más corrientes para alimentar bancos paralelos. En ocasiones estas cajas emplean compuestas o válvulas para aislar una línea de flotación.

**Caja de conexión.** Este equipo se sitúa entre los bancos de celdas, estas cajas actúan como la caja de alimentación entre la conexión de bancos y permite establecer un nuevo nivel de pulpa en el banco de celdas aguas abajo. Dado que el flujo a través de cada banco de celdas es por gravedad, pero se requiere que se mantenga el mismo nivel de pulpa para tocar las celdas.



**Canal de lavado.** Se encuentra en la periferia del derrame para recolectar y transportar la espuma cargada fuera del tanque. El sistema de lavado se ubica en la parte superior del tanque, es un canal con una pendiente aproximada de  $10 - 15^\circ$  para un transporte suave de la espuma. Estos canales están ubicados en lados opuestos adyacentes a las cajas de alimentación y descarga en diseños de tanques rectangulares. En las celdas cilíndricas tienen dispositivos de lavado radiales que pueden ser internos o externos, dependiendo de la capacidad de lavado necesaria para recuperar la espuma.

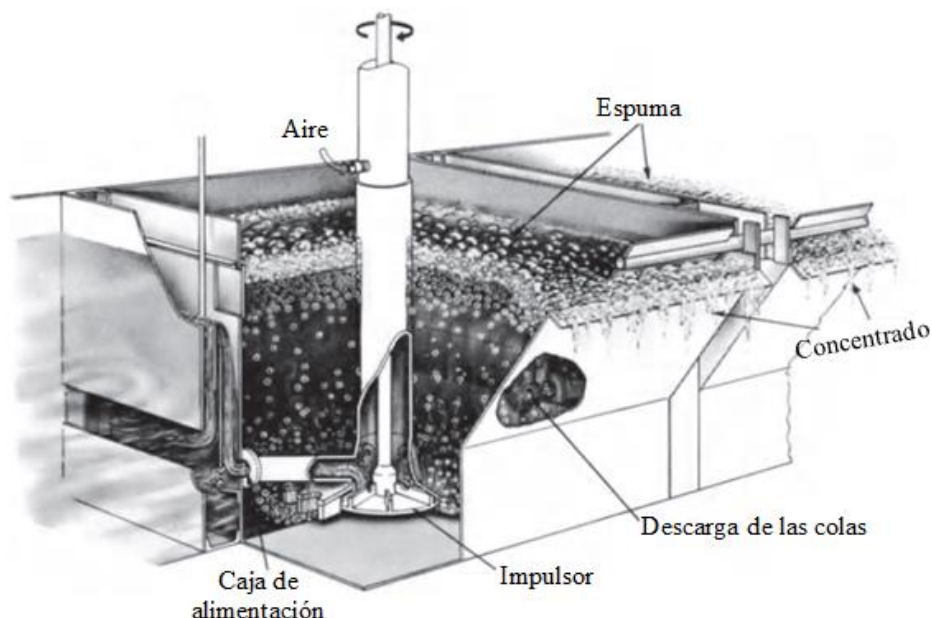
**Paletas.** Las paletas de concentrado se utilizan donde la espuma fluye lentamente requiere de ayuda mediante el movimiento de paletas mecánicas para su descarga. Estos mecanismos se encuentran con frecuencias en circuitos de limpieza en celdas de volúmenes pequeños.

**Conjunto del impulsor.** El impulsor conectado al eje es impulsado por un motor. El tamaño del motor determina la velocidad a la que opera el impulsor.

**Impulsores.** El impulsor o agitador también conocido como “rotor” es el componente principal de una celda mecánica (Figura 4.3-47), ya que proporciona la energía para realizar las siguientes funciones necesarias para el proceso de flotación:

- Suspensión de sólidos en el tanque.
- Dispersión del aire en burbujas.
- Lograr la interacción entre burbujas y partículas.
- Dependiendo del tipo de celda puede permitir la aireación de la pulpa.

El diseño del impulsor varía según el diseño de la celda, en general es un disco plano circular con diferentes paletas concéntricas a la sección inferior del disco. La forma de las paletas varía de cilíndrico o cónico. La sección superior del disco se conecta a un eje de transmisión que a su vez se conecta al conjunto motriz. El impulsor está ubicado en el centro de la celda y su inmersión depende del tipo de celda y modo de entrada del aire.

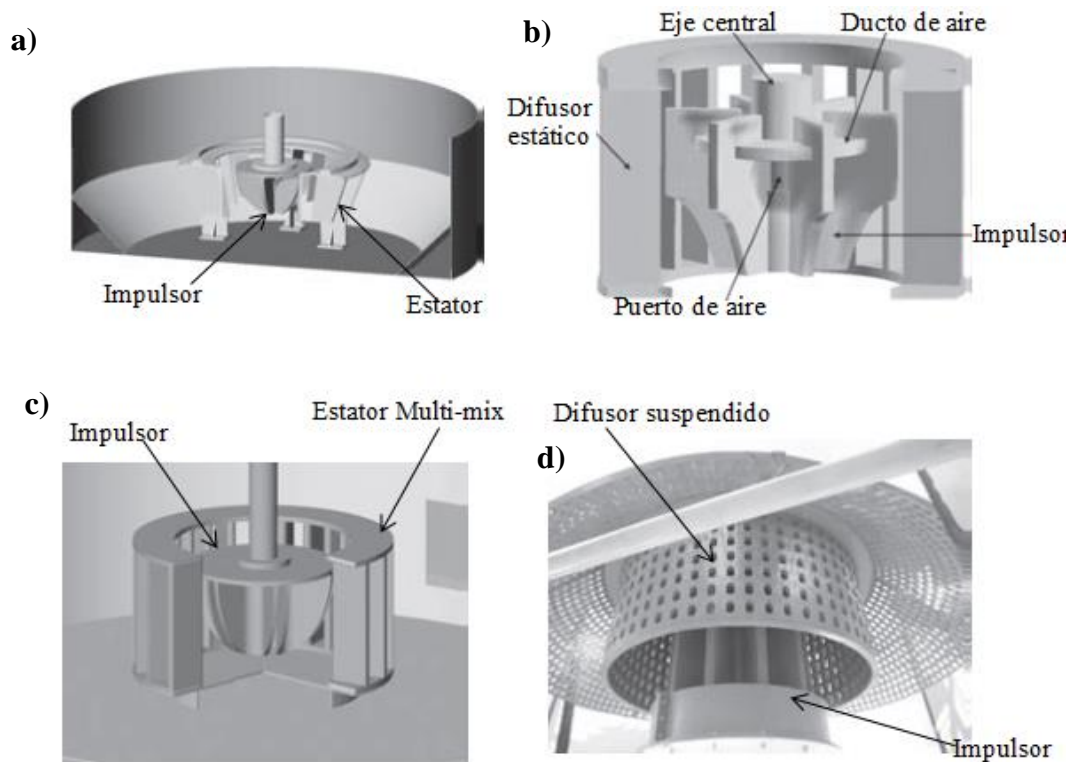


**Figura 4. 3-47** Sección de una celda mecánica. Adaptado de Burroughs (1991).

**Difusores.** Este componente rodea el impulsor y actúa como un deflector interno, que reduce el vórtice de la pulpa. El flujo tangencial de la pulpa agitada por el impulsor se transforma en una dirección radial para obtener una dispersión efectiva de las burbujas y sólidos en la celda. La reducción del flujo del vórtice ayuda a mantener una interface pulpa – espuma estable.

El difusor consta de varias palas dispuestas en un círculo concéntrico, con espacios entre las palas para facilitar el movimiento de la pulpa en el tanque. En general se monta el difusor en el fondo del tanque de manera céntrica. En algunos diseños el difusor se ajusta en la tubería vertical de modo que el difusor rodea al impulsor a la mitad de la tubería, este diseño es denominado difusor suspendido.

Los impulsores y difusores están recubiertos con caucho o poliuretano para aumentar su resistencia a la abrasión. El conjunto impulsor y difusor para las celdas Dorr - Oliver, Metso RCS, Outokumpu y Wemco se muestran en la Figura 4.3-48.

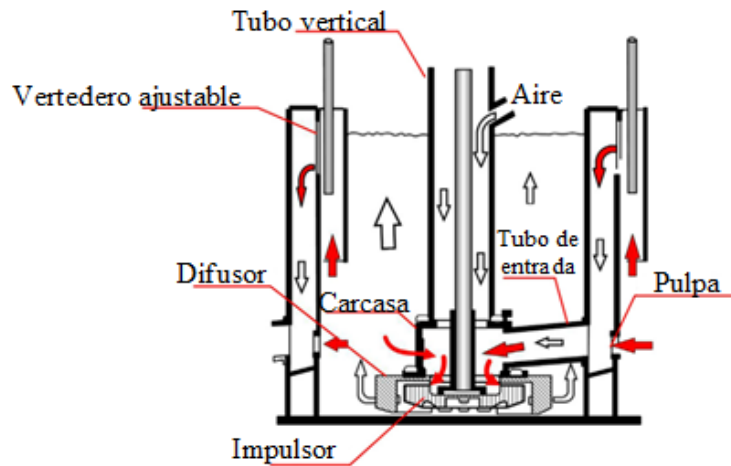


**Figura 4. 3-48** Difusores: Leyendas a) Dorr-Oliver, b) Metso, c) Outokumpu y d) Wemco Cell. Adaptado de Fuerstenau et al. (2007).

De acuerdo Nelson y Lelinski (2019) algunas de las celdas más comerciales en la industria son las desarrolladas por Denver Equipment, Eriez Manufacturing, FLSmidth, Metso Group y Outotec. Los volúmenes de celda son un factor importante en el cálculo de los requisitos de celda para un circuito en particular, por lo tanto, resulta importante conocer las características de las diferentes celdas de flotación.

**Denver Sub A.** Una de las primeras celdas de flotación de Denver Equipment, siendo utilizada en plantas pequeñas y en circuitos de limpia o de bajo tonelaje. Estas celdas fueron fabricadas en tamaños hasta de  $14.2 \text{ m}^3$ . Se encuentran como una sola celda pero también se encuentran en bancos de 2 a 12 celdas, cada una con un mecanismo por separado.

El mecanismo impulsor de la Celda Sub –A está suspendido en una celda cuadrada. Una tubería transporta la pulpa desde el vertedero de la celda anterior a la caja de alimentación de la siguiente celda. La pulpa de alimentación se transporta al centro del impulsor a través de la tubería de alimentación que se encuentra en la celda, ver Figura 4.3-49.



**Figura 4.3-49** Componentes de una celda Denver Sub A. Adaptado de Wills y Finch (2016).

El impulsor tiene una campana estacionaria que evita el levantamiento del rotor cuando se apaga el equipo. En el tubo central se adjuntan cuatro deflectores estacionarios que se extienden a las esquinas de la celda, con el objetivo de limitar la agitación de la pulpa por encima del impulsor produciendo una zona de reposo donde las burbujas cargadas ascienden sin ninguna turbulencia. La capa de espuma desborda para recuperar el concentrado, estos equipos pueden adaptarse con una serie de paletas que ayuda al desbordamiento continuo de la espuma.

En estos equipos la cantidad de aire introducido en la pulpa depende de la velocidad del impulsor, que está en el rango de 7 a 10 m/s. En el [Apéndice C - XIII](#) se muestra las características las celdas Denver Sub A.

Otro equipo introducido por Denver Equipment son las celdas Denver D – R que tiene un tamaño de 2.8 a 36.1  $m^3$ , tiene las características de manejar tonelajes grandes junto con mayores requisitos de agitación. Estas unidades eliminan las tuberías de alimentación de las celdas individuales y la pulpa fluye libremente a través de una celda a otra sin interrupciones otorgando un flujo abierto (Figura 4.3-50).

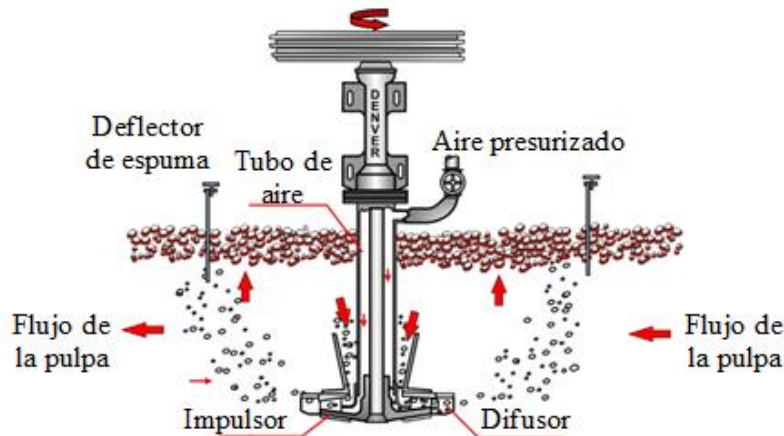


Figura 4. 3-50 Componentes de una celda Denver D-R. Adaptado de Wills y Finch (2016).

A lo largo de los años, se han construido numerosos tamaños y variaciones. En el Apéndice C -XIV se muestran los diferentes tamaños de celdas Denver D-R.

**Eriez StackCell.** Fabricada por Eriez Manufacturing emplea un diseño de doble cámara el cual utiliza un tanque para la interacción de la pulpa y burbujas (cámara de pre-aireación) y otro para la recuperación de la espuma cargada (cámara de separación). Es denominado como un equipo para la flotación de partículas finas (150  $\mu\text{m}$ ) principalmente para el beneficio de carbón, pero también en procesamiento minerales de hierro y cobre. Su diseño combina el rendimiento metalúrgico de una columna flotación en una celda mecánica, ver Figura 4.3-51 (Wills y Finch, 2016).

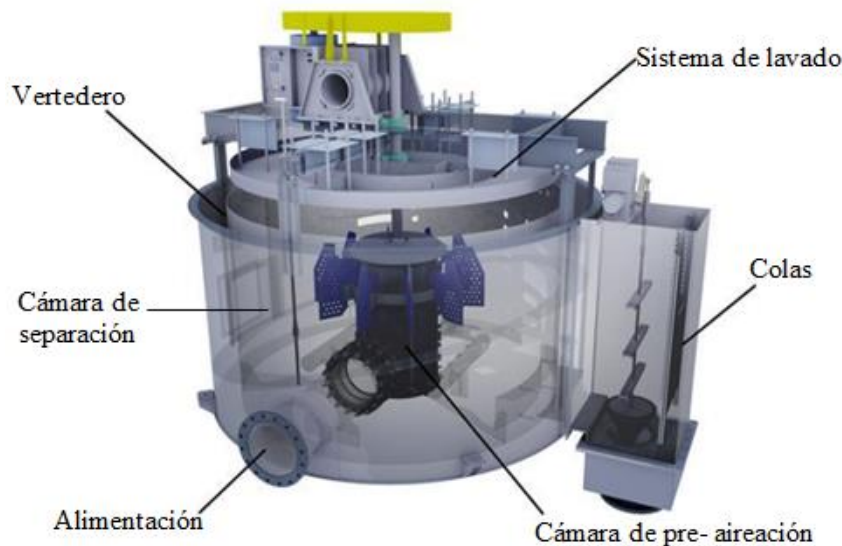


Figura 4. 3-51 Esquema de una celda Eriez StackCell. Adaptado de Graley et al. (2013).

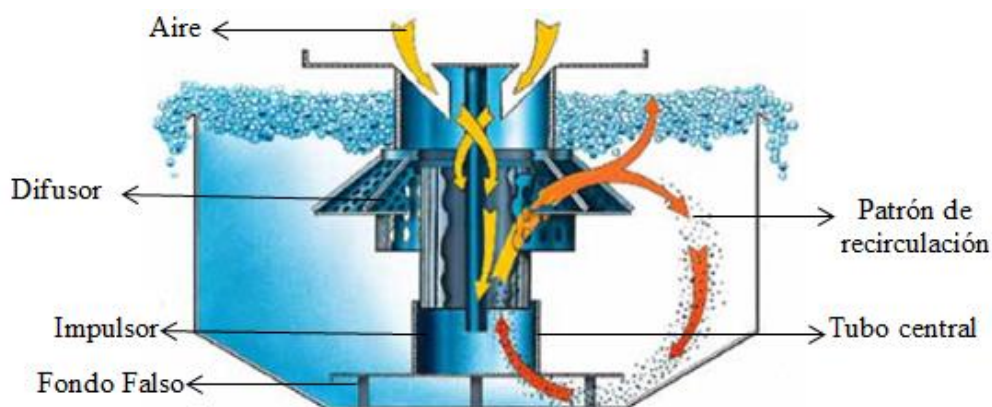
La pulpa se alimenta a la celda a través de un puerto de alimentación, durante su trayecto se inyecta aire a baja presión. La pulpa aireada viaja a la cámara de pre- aireación donde se imparte un movimiento de turbulencia para mezclar aire, agua y sólidos. Este movimiento crea burbujas finas que interactúan con las partículas con las burbujas, posteriormente se descarga la pulpa en la cámara de separación, donde se produce una separación de las fases entre la espuma y la pulpa (Graley et al. ,2013).

El tanque externo permite mantener un nivel de pulpa para proporcionar una capa de espuma profunda (50 – 100 cm) que se puede retirar mediante un sistema de lavado para minimizar el arrastre de material fino. La espuma recuperada mediante el flujo de agua elimina el arrastre de partículas ganga. Mientras que las colas se descargan utilizando una válvula o un sistema de vertedero mecánico, este sistema fue diseñado para reducir espacios en la planta y ser alimentado por gravedad su diseño permite que varias unidades se apilen en niveles. Generalmente son instalados delante de los circuitos convencionales o de columnas de flotación (Mankosa et al., 2016).

Las características de operación de los equipos Stack Cell se muestran en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 7.](#)

**Celdas Wemco y Dorr - Oliver.** Es una patente de FLSmidth donde la celda Wemco es un equipo de auto – aireación y la celda Dorr – Oliver es de aireación externa.

El equipo Wemco emplea un impulsor vertical con un tubo central y un fondo falso para recircular la pulpa, posteriormente se diseñó un rotor difusor colgante conocido como Wemco 1 + 1 (Figura 4.3-52). El mecanismo consta de un rotor en forma de estrella sobre el fondo falso y un difusor colgante que gira dentro de un tubo central, su diseño ofrece una mezcla intensa y una alta aireación con un patrón de recirculación. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 8](#) se muestran las características de las celdas WEMCO



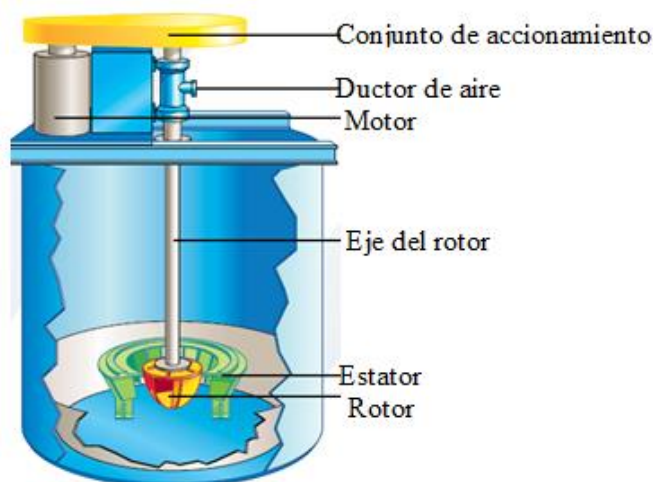
**Figura 4. 3-52** Patrón de flujo con el difusor Wemco 1+1. Adaptado de FLSmidth (2010).

Cuando el rotor crea un vórtice en el fluido dentro de la tubería vertical, se crea un vacío suficiente para inducir aire a la tubería vertical. El aire que ingresa a la celda se distribuye uniformemente en el tanque, con el fondo falso y un ducto que canaliza el flujo de la pulpa asegurando un patrón de recirculación permitiendo una alta recuperación.

La mezcla trifásica se dispersa a través de las aberturas del dispersor en dirección radial generando un flujo cíclico que permite la interacción entre las partículas y sólidos. La entrada del aire se controla cambiando la posición o velocidad del rotor. La posición de rotor se describe en términos de inmersión que es la distancia desde la superficie de la pulpa hasta la parte superior de las palas; el enganche es la profundidad a la que el rotor se engancha al tubo de aspiración.

El diseño de WEMCO es uno de los mecanismos de aireación más utilizado y es aplicado a súper celdas que tiene una capacidad hasta de 600 metros cúbicos. Los diseños actuales comprenden de bancos de celdas individuales. En estos casos la alimentación ingresa desde la base del tanque o desde la parte superior por gravedad. La pulpa alimentada a la celda es arrastrada hacia el rotor por succión, el difusor forma burbujas finas debido al movimiento del flujo cíclico sobre las ranuras del difusor. En el [Apéndice C – XV](#) se muestran los tamaños de las celdas WEMCO.

La celda Dorr – Oliver tiene un diseño con un impulsor tipo bomba que elimina el fondo falso en el tanque. El tanque tiene una forma en “U” con un estator – rotor, el rotor consta de seis palas en forma parabólica (Figura 4.3-53). En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 9](#) se muestran las características de las celdas Dorr - Oliver.



**Figura 4. 3-53** Esquema de una celda Dorr – Oliver. Adaptado de FLSmidth (2008).

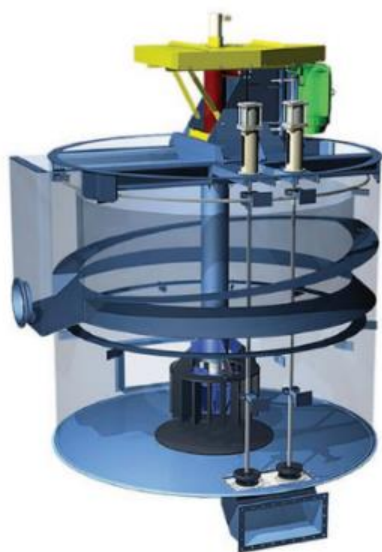
Actualmente las celdas son diseñadas en tanques rectangulares y cilíndricos con un fondo en forma de “U” que permite una capacidad 5 a 330 metros cúbicos. Las variables operativas en la máquina de aireación externa son la velocidad de aireación y la velocidad del rotor, esta celda ofrece una alta capacidad de dispersión de aire por el estator estático que se traduce en un bajo consumo de reactivos. En el [Apéndice C – XVI](#) se muestran los tamaños de las celdas Dorr - Oliver. La Figura 4.3-54 se muestra los diseños las celdas Wemco y Dorr – Oliver.



**Figura 4. 3-54** Celdas Wemco y Dorr - Oliver. Tomado de Wills y Finch (2016).

**Celdas RCS y DR Metso.** Estas celdas son equipos de aireación externa, actualmente son fabricadas por Metso Minerals. La celda RCS (Figura 4.3-55) está diseñada para crear dos zonas dentro de la celda de flotación, donde la zona inferior se encuentra activa para una suspensión y transporte efectivo de las partículas, y una zona superior la cual se mantiene inactiva para minimizar la turbulencia otorgando estabilidad a las burbujas cargadas.

Su diseño se limita solo a un tanque cilíndrico con una capacidad hasta de  $70\text{ m}^3$  para proporcionar patrones de flujo simétricos con una turbulencia mínima en la zona superior. Esta característica de la celda permite un buen contacto de las burbujas y partículas, una distribución efectiva del aire y otorga estabilidad a las burbujas cargadas.



**Figura 4. 3-55** Celda RCS Metso. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019)

Las celdas DR tienen un diseño que se basa en el modelo antiguo de Denver Equipment D-R con tanques rectangulares, conectados en una configuración abierta a través del vertedero. Es empleado para plantas concentradoras pequeñas. Este equipo incorpora una circulación vertical de la pulpa, gracias a un “pozo de recirculación”, su aireación externa permite controlar el flujo del aire. La tubería de aire rodea el eje del impulsor que lo conduce al centro del impulsor (Figura 4.3-56).



**Figura 4. 3-56** Celda DR Metso. Tomado de Metso Minerals (2015).

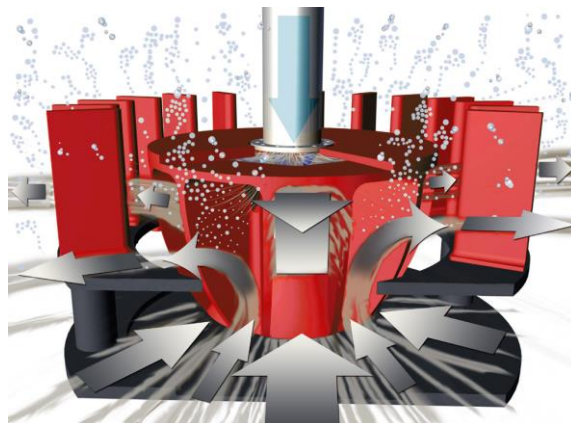
Alrededor de este tubo de aire se encuentra el pozo de recirculación de la pulpa, el aire que ingresa a la celda a través de la columna vertical de pulpa circulante y por lo tanto, se produce una mezcla positiva de la pulpa y aire en el centro del impulsor. La fluidización de la recirculación vertical minimiza en gran medida la zona de arenas en la base de la celda y reduce la interferencia a la mezcla pulpa – burbujas. Estas celdas pueden tener capacidades hasta de  $42.5 \text{ m}^3$  en el [Apéndice C – XVII](#) se muestran las capacidades de las celdas RCS y D-R.

En estos equipos de tipo abierto a medida que la pulpa se procesa de una celda a la siguiente, las fracciones más gruesas y pesadas tienden a estratificarse o asentarse en el fondo de la celda. La recirculación vertical minimiza el efecto de estratificación, manteniendo los sólidos en suspensión. Cuando se estratifica la celda provoca un aumento de la potencia, acelera el desgaste de las piezas y limita el contacto entre las partículas y burbujas. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 10 y Material 11](#) se muestra las características de las celdas RCS y D-R de Metso Minerals respectivamente.

**Celdas OK –R, OK – U y TankCell.** Estas celdas son construidas por Outotec anteriormente Outokumpu donde todas son aireadas externamente. Una de las primeras celdas de este fabricante fueron las OK, estas celdas proporcionan un tamaño de  $0.5$  a  $38 \text{ m}^3$  y cuentan con dos diseños:

- OK – U que tiene un fondo redondeado en “U”.
- OK – R que tiene un fondo plano.

Esencialmente estas celdas cuentan con tanques rectangulares con uno o más impulsores por tanque con capacidades por debajo de  $50 \text{ m}^3$ . El impulsor OK consta de una serie de ranuras verticales que se estrechan hacia abajo, la parte superior del impulsor está cerrada por un disco horizontal (Figura 3.4-57). Cuando el impulsor gira, la pulpa se acelera en las ranuras y se expulsa hacia el resto del volumen del tanque. El ingreso del aire se da por el eje y la interacción de la pulpa se da en el espacio libre del difusor. El patrón de flujo de la pulpa reemplaza la pulpa fresca que ingresa a través de las ranuras cerca de la base, donde la velocidad del impulsor es menor. Es así que el impulsor actúa como una bomba, extrayendo el material de la base de la celda expulsándolo hacia el tanque.

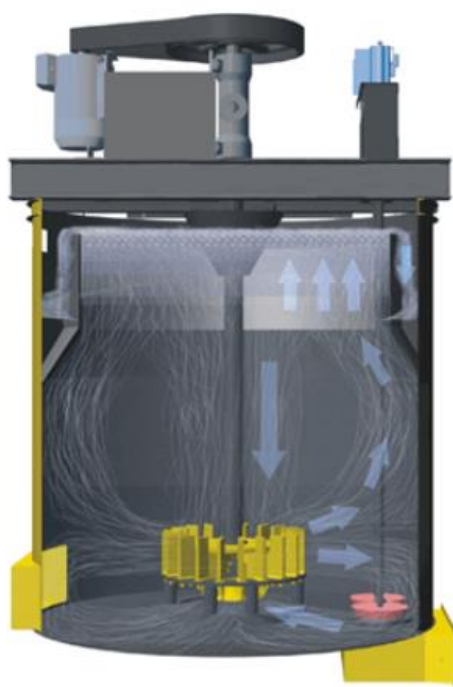


**Figura 4. 3-57** Impulsor OK. Tomado de Outotec (2018)



El diseño del impulsor genera canales de bombeo desde el centro hacia el exterior y permite una dispersión de aire fraccionada en la periferia del tanque. Por otro lado, el difusor centra el flujo durante la operación y proyecta hacia la periferia del tanque la pulpa disminuyendo el desgaste del impulsor.

El mecanismo de las celdas OK evoluciono hasta lo que hoy se conoce como FloatForce, en la Figura 4.3-58 se muestra el patrón de flujo de este mecanismo. Este mecanismo llevó al diseño de una celda cilíndrica permitiendo el desarrollo de los equipos TankCell que alcanza capacidades hasta de  $630\text{ m}^3$  con el mecanismo FloatForce que permite un correcto patrón de flujo sin importar el volumen de la celda. El mecanismo de mezcla FloatForce patentada por Outotec mejora la hidrodinámica de la flotación, la dispersión del aire, mejora el contacto entre burbujas – partículas, reduce el desgaste del difusor y disminuye el consumo de energía. Este mecanismo mantiene en contacto las partículas gruesas con burbujas de aire con una mezcla fuerte y suave para permitir una recuperación alta y evitar el colapso de las burbujas cargadas (Nelson y Lelinski, 2019).



**Figura 4. 3-58** Patrón de flujo de un Rotor FloatForce. Tomado de Outotec (2011)

Los equipos TankCell son celdas de flotación mecánicas de grandes dimensiones que requieren de un análisis hidrodinámico como la relación entre el campo del flujo, retención del gas, tamaño de las burbujas, consumo de energía, velocidad superficial del gas con el uso de métodos computacionales. Un correcto rendimiento permite mantener las partículas en suspensión y dispersar una cantidad suficiente de burbujas de aire finas en la pulpa. Solo el impulsor de Outotec puede equilibrar las presiones hidrodinámicas y estáticas, permitiendo una dispersión de aire uniforme en toda la periferia de la celda, en el [Apéndice C- XVIII](#) se muestran el volumen de estas celdas.

El conjunto del TankCell se compone de un tanque de flotación, impulsor y un difusor, mecanismo de alimentación y descarga de pulpa. La Figura 4.3-59 muestra el diseño de la celda TankCell, en el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 12 y Material 13](#) se muestran las características de las celdas OK y TankCell respectivamente.



**Figura 4. 3-59** Diseño de un TankCell. Tomado de Wills y Finch (2016).

Las celdas OK están presentes en siete tamaños que cubren el rango de 50 a 2,100 pies cúbicos, los cuales se muestran en el [Apéndice C - XVIII](#). Las celdas OK – 60 es una excepción porque cuenta con un tanque cilíndrico, las OK – 1.5, 3 y 8 tienen un fondo plano. Un fondo curvo dirige las partículas gruesas dispersa al interior del rotor.

**Agitair.** En estas celdas el flujo de la pulpa se mueve desde el fondo al resto del volumen de la celda en el área central. El aire es inducido por el eje hueco que se mezcla en la parte inferior del impulsor con la pulpa que luego se desplaza hacia las paredes de la celda. Un estabilizador estacionario elimina el movimiento de rotación de la pulpa aireada y dirige hacia afuera en un movimiento ascendente. Estas celdas cuentan con tres tipos de impulsores Pipsa, Chiles – X y estándar dependiendo de la aplicación, con unidades Chile – X son utilizadas para partículas finas, el impulsor Pipsa tiene un conjunto circular de paletas y una placa superior, la parte superior produce una acción de bombeo diseñada para la suspensión de partículas gruesas y genera una mayor aireación. El impulsor estándar cuenta con una serie de paletas en el fondo siendo el diseño básico. El diseño cuenta con estabilizadores redondos y cuadrados, los cuales se atornilla al piso de la celda, ver [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 23](#).

Estas celdas se han comercializado en bancos con variaciones de una, dos o cuatro mecanismos con capacidades hasta de 1,500 pies cúbicos. En el [Apéndice C-XIX](#) se muestran las capacidades de las celdas Agitair.

**Maxwell Cell.** Son celdas de acondicionamiento porque tiene una mínima agitación y consumo de aire. Los tamaños celda oscilan entre 40 y 2,000 pies cúbicos, ver [Apéndice C - XX](#). Estas celdas no se utilizan en operaciones de alto tonelaje como las celdas de flotación convencionales.

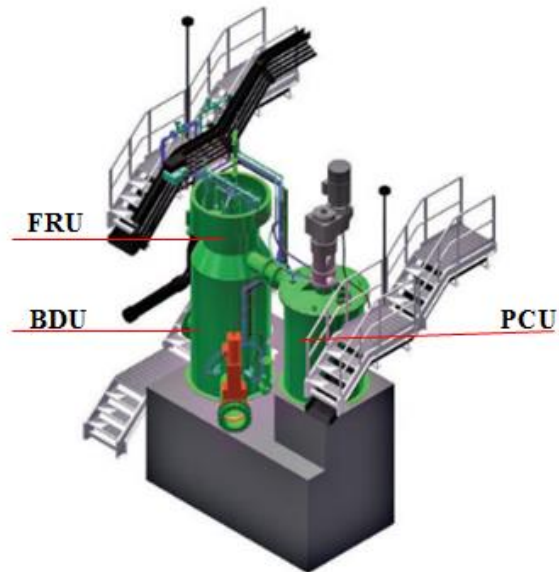
La celda consta de un tanque cilíndrico cuyo diámetro es igual a su altura. Con un solo mecanismo de impulsor que consta de seis palas planas y es unidireccional debido al ligero retroceso de las palas radiales, no se cuentan con deflectores ni difusores. Además, cuenta con un sistema de recolección de espuma compuesto por uno o dos canales de lavado concéntricos, unidos radialmente y drenados aun solo punto de descarga a través de la pared de la celda.

La pulpa se alimenta por una tubería debajo de la espuma mientras que las colas se descargan en el lado opuesto. El aire entra por un tubo vertical en el fondo de la celda y hace contacto con la pulpa justo debajo del impulsor. Existe una gran distancia entre la zona de agitación y la capa de espuma que permite una correcta descarga y un correcto contacto con las burbujas. Este tipo de celdas opera con un consumo de energía y aire menor por pie cúbico que otro tipo de celdas y los costos de mantenimiento son bajos debido a la falta de agitación a alta velocidad.

**Reactores de flotación por etapas (SRF).** Estos equipos son diseñados por Woodgrove Technologies como una alternativa hacia las grandes celdas. Woodgrove señala que la tendencia de aumentar el tamaño de las celdas se traduce en tiempo de residencia largos, una infraestructura masiva que representa un desafío para controlar la espuma de la flotación.

El SFR incorpora características de celdas mecánicas y columnas de flotación, este equipo secuencia tres procesos en diferentes cámaras: (1) PCU es una unidad de recolección de partículas; es el tanque agitador donde se genera una superficie de espuma continua, (2) BDU es una unidad de desacoplamiento de burbujas; es el segundo tanque en el fondo donde no se agita, recibiendo la alimentación aireada del PCU donde se separa las burbujas de la pulpa y por último la cámara (3) FRU es la unidad de recuperación de espuma se encuentra encima del BDU donde se forma una espuma estable se busca optimizar cada proceso de forma independiente en estos equipos (ver Figura 4.3-60).

En la primera cámara se incorpora un impulsor para producir una alta intensidad para lograr la interacción de las burbujas y partículas. El segundo tanque está diseñado para desacoplar las burbujas y recuperar los valores de la espuma para su lavado, por último la cámara de recuperación emplea agua de lavado y está diseñada para soportar un alto flujo de sólidos. La recolección eficiente y altas recuperaciones disminuyen la aplicación de celdas pequeñas ahorrando espacio en la planta de beneficio, disminución los costos de instalación y mantenimiento, además de un menor consumo de energía (Nelson y Lelinski, 2019).



**Figura 4. 3-60** Esquema de un reactor de flotación por etapas. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Estos equipos son utilizados en circuitos primarios como en etapas de limpia. Las unidades son tanques pequeños donde el flujo es alimentado por gravedad, los derrames de espuma son mínimos y la zona de recuperación de espuma permite un gran control para mejorar la recuperación. Nelson y Lelinski (2019) señalan que algunos de los beneficios de los reactores SFR en comparación con las celdas mecánicas convencionales son:

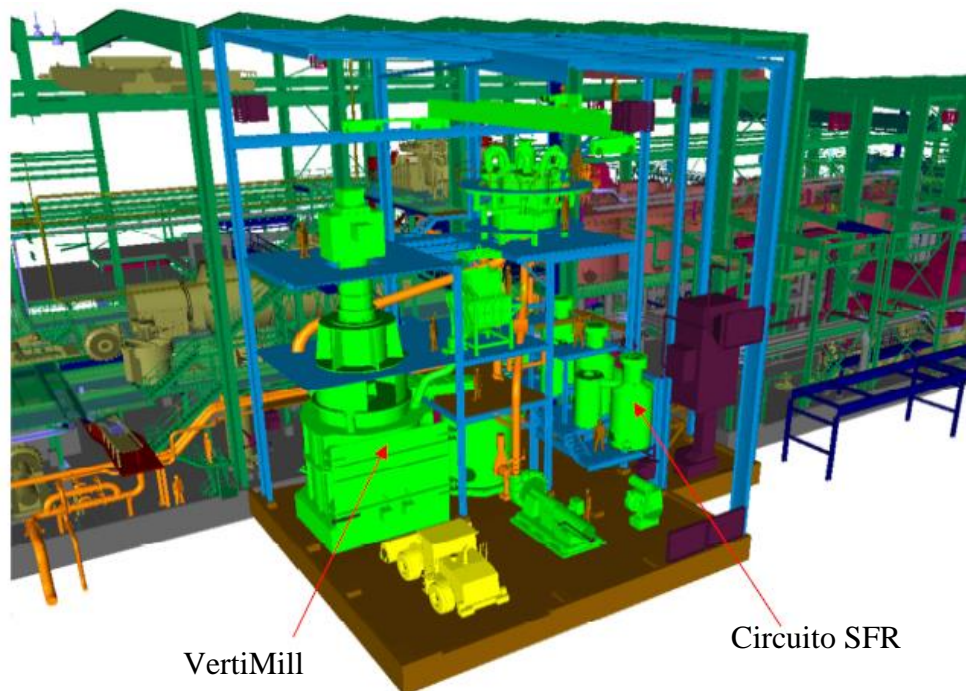
- No emplea energía para el manejo de la pulpa, el consumo del circuito disminuye cuando se emplean menos etapas en el circuito.
- El espacio requerido para su instalación es reducido en comparación de las celdas mecánicas, otorgando ahorros en los costos de instalación.
- El consumo de aire es menor que en las celdas convencionales.
- El lavado con agua se da por debajo de la espuma, evitando la dilución del concentrado por el arrastre de ganga.
- El alto flujo de sólidos y el bajo consumo de aire crean una alta concentración de sólidos en la espuma.
- Una zona de recolección aislada, en un recipiente separado permite la recolección de partículas finas sin afectar la estabilidad de las burbujas.
- Con la presencia de tres etapas en un solo reactor permite un mayor control del proceso.
- Los costos del desgaste y mantenimiento se reducen debido a las velocidades bajas del impulsor.

El diseño de estos reactores se ajusta a las necesidades del circuito donde se pueden manejar caudales de 20 a 2,850  $m^3$ , los reactores pueden manejar hasta 4,600  $m^3/h$ .

Swendburg et al. (2016) mencionan que se implementó un reactor SFR en la Mina New Afton en Canadá donde se procesan minera de cobre y oro. El circuito de molienda SABC tenía una capacidad de diseño de 15,500 toneladas métricas por hora donde se obtenía un producto hasta de  $220 \mu\text{m}$  durante sus primeros 12 meses de operación que afectaba las recuperaciones del proceso de flotación.

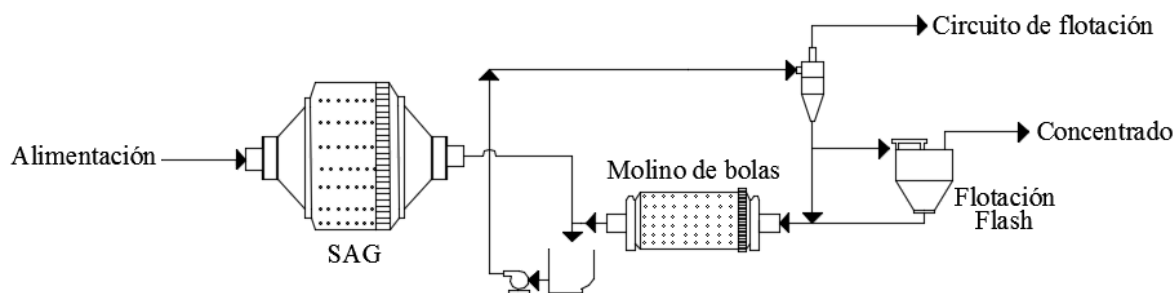
El tamaño de molienda grueso y las menores recuperaciones que presentaba el proyecto llevaron a la oportunidad de instalar un circuito de molienda terciario para obtener un tamaño de molienda fina para aumentar la recuperación del circuito de flotación. La implementación de una molienda terciaria se llevaría a cabo en equipos Vertimill, además de un circuito de flotación de limpia con tres Reactores de Flotación por Etapas de Woodgrove Technologies.

El proceso de expansión del circuito de la planta implicó una etapa de molienda terciaria y un circuito de flotación de limpia. Las pruebas piloto de las celdas Woodgrove SFR indicaron mejoras en la ley final de los concentrados y obtuvieron recuperaciones totales del concentrado final del 4.5 % del Cu y un 3 % Au. El reducido espacio de instalación de las celdas SRF hizo innecesario construir una segunda nave industrial para la expansión, en la Figura 4.3-61 se muestra la instalación del equipo Vertimill y la celda SRF.



**Figura 4. 3-61** Instalación de un reactor de flotación por etapas. Adaptado de Swendburg et al. (2016).

**Celdas de flotación flash.** La celda RCS US al igual que las celdas Skim Air de Outotec son celdas para la flotación flash. La flotación flash tienen como objetivo flotar partículas gruesas de alta ley antes de llegar al circuito de flotación, generalmente una parte de la descarga del hidrociclón del circuito de molienda (carga circulante) es la alimentación de la celda de flotación flash, ver figura 4.3-62 (Wills y Finch, 2016).



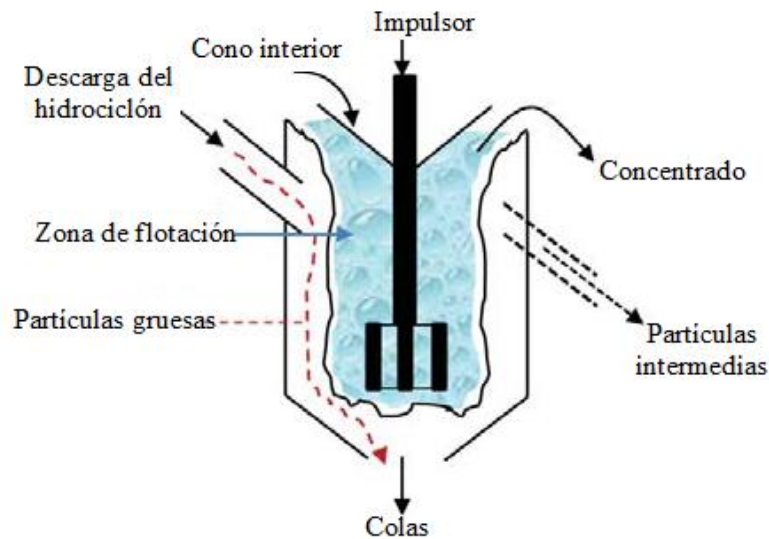
**Figura 4. 3-62** Localización de una celda de flotación Flash. Adaptado de Heath y Murphy (2017)

El objetivo de la flotación flash es mejorar la recuperación general del circuito mediante la eliminación de minerales gruesos, minerales libres, hidrofóbicos y la flotación rápida de la descarga del hidrociclón para reducir la molienda excesiva de estas partículas. Se utiliza para hacer flotar minerales auríferos, pero también se han instalado con éxito en aplicaciones de sulfuros de cobre y níquel (Lamberg y Bernal, 2009).

Actualmente este proceso es utilizado en muchos circuitos de molienda, sin este proceso estas partículas permanecerán en el molino hasta que sean lo suficiente pequeñas como para ser arrastradas al derrame del hidrociclón otorgando recuperaciones bajas en el circuito de flotación. Cuando se tiene partículas ultra finas en el proceso de flotación su cinética es lenta y por lo tanto resultan difíciles de flotar aumentando el consumo de reactivos (Stoll et al., 2012).

La implementación de una flotación flash otorga al circuito de flotación convencional una alimentación consistente mejorando el rendimiento del proceso. Los resultados es la recuperación de cantidades significativas de minerales valiosos contenido en la carga circulante del molino antes de que se concentre en el fondo del sumidero o se ha molido finamente. La flotación flash solo trata una parte del flujo del hidrociclón (entre el 40 % - 60 %), esto se debe a las grandes cargas circulantes que puede manejar un circuito de molienda (Yan et al., 2005).

De acuerdo con Newcombe et al. (2012) las celdas de flotación flash tienen capacidades grandes hasta 1,800 tph con la capacidad de manejar un alto porcentaje de sólidos. Las celdas de flotación flash permiten que las partículas gruesas y densas pasen por alto el impulsor y formen parte de un flujo de descarga de la celda. El impulsor de la celda suspende las partículas livianas y finas presentes en la pulpa permaneciendo en suspensión. La adición de aire en el eje del impulsor transporta las partículas hidrofóbicas hacia la parte superior de la celda recuperando el mineral valioso. El alto porcentaje de sólidos limita la cinética de flotación, en estas celdas se tiene una dilución de la pulpa con la adición de agua controlada con una salida dual dentro de la celda manteniendo la densidad del circuito de molienda. En la Figura 4.3-63 se muestra el principio de operación de las celdas Flash.



**Figura 4. 3-63** Operación de una celda Flash. Adaptado de Wills y Finch (2016).

A diferencia de las celdas de flotación convencionales las celdas flash tienen tiempos de residencia cortos en general de uno a dos minutos, porque los minerales que se tratan son metales preciosos que se encuentran en partículas gruesas (es decir  $20 - 170 \mu m$ ) y libres que tienen una cinética de flotación rápida. Debido a los bajos tiempos de residencia las partículas intermedias no flotan en estas condiciones, por lo tanto, son acumuladas en este flujo hasta que alcancen una granulometría fina para ser enviadas al circuito de flotación o ser enviadas a equipos de concentración gravimétrica. El concentrado de la flotación flash puede ser considerado como un concentrado final por su alta ley debido a que no se arrastran partículas ganga al concentrado (Stoll et al., 2012).

La recuperación de minerales de tamaño gruesos minimiza la cantidad de energía de molienda y otros consumibles que se emplearían para recuperar estas partículas en las celdas de flotación convencionales (Heath y Murphy, 2017).

Estructuralmente las celdas de flotación flash se diseñan para soportar un flujo de partículas gruesas y una alta densidad de pulpa por su ubicación en los circuitos. El tanque de las celdas Flash es una sección cilíndrica con una sección cónica en el fondo para ayudar al transporte hidráulico de partículas gruesas. Estas partículas grandes están presentes en la descarga del hidrociclón, pero son demasiado grandes para su separación por flotación.

La forma del tanque permite que la celda se drene de manera automática en caso de exista una interrupción de la alimentación o una falla en la energía. En su interior estas celdas tienen unos revestimientos de desgaste por donde fluyen las partículas gruesas y abrasivas. En la Figura 4.3-64 se muestra una celda de flotación Flash típica.



**Figura 4. 3-64** Celda Skim Air. Tomado de Outotec (2017).

El derrame superior de la celda suma del concentrado y un porcentaje de partículas intermedias finas. El material del derrame es un flujo de baja densidad que contiene finos, eliminando una gran parte del agua de dilución de la alimentación, esto significa que la densidad de la pulpa de descarga es la óptima para el circuito de molienda. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por Flotación – Material 14](#) se muestra las especificaciones de las celdas SkimAir.

#### 4.3.4.3 CASO DE ESTUDIO: PROYECTO NEW AFTON

Swendburg et al. (2016) y Hara et al. (2015) mencionan que la Mina New Afton en Canadá procesa mineral de cobre y oro con una ley de 0.96 % Cu, 0.72 g/ t Au y 2.22 g/t Ag. La mina de New Afton es una operación minera que emplea el método de hundimiento de grandes bloques, que permite explotar 13,100 toneladas de mineral al día. El mineral extraído se transporta a una trituradora giratoria subterránea, luego se transporta a superficie a través de bandas transportadoras que suman 4.5 Km de longitud. El mineral se descarga a un sistema de transporte hacia un stockpile con una capacidad viva de 10,000 toneladas.

El depósito de New Afton es un pórfido de cobre y oro, compuesto predominantemente de una mineralización hipogénica con menores cantidades de una mineralización supergénica. El mineral primario contiene cobre en las zonas de mineral hipogeno y mesógeno es la calcopirita. El mineral mesógeno incluye alrededor del 10 % de la mineralización secundaria de cobre, donde se encuentra principalmente calcocita, calcita y bornita. El mineral supergénico contiene en su totalidad calcocita con un 30 % de cobre nativo.



El mineral hipogénico mediante un análisis se descubrió partículas de oro, predominantemente como electrum con una composición que oscila entre 60 % y 70 % de oro mientras que las partículas de oro en el mineral mesógeno y el mineral supergénico son más puras con alrededor del 90 % de oro.

Se determinó que con una molienda donde el  $P_{80}$  menor a  $160 \mu m$  la mayoría del oro se asocia a granos de sulfuros de cobre o partículas binarias de sulfuro, solo entre el 15 – 35 % del total es oro, por otro lado, en el mineral hipogénico se encontró oro asociado con pirita y calcopirita en partículas que van de  $5 \mu m$  a  $40 \mu m$  como oro nativo y electrum.

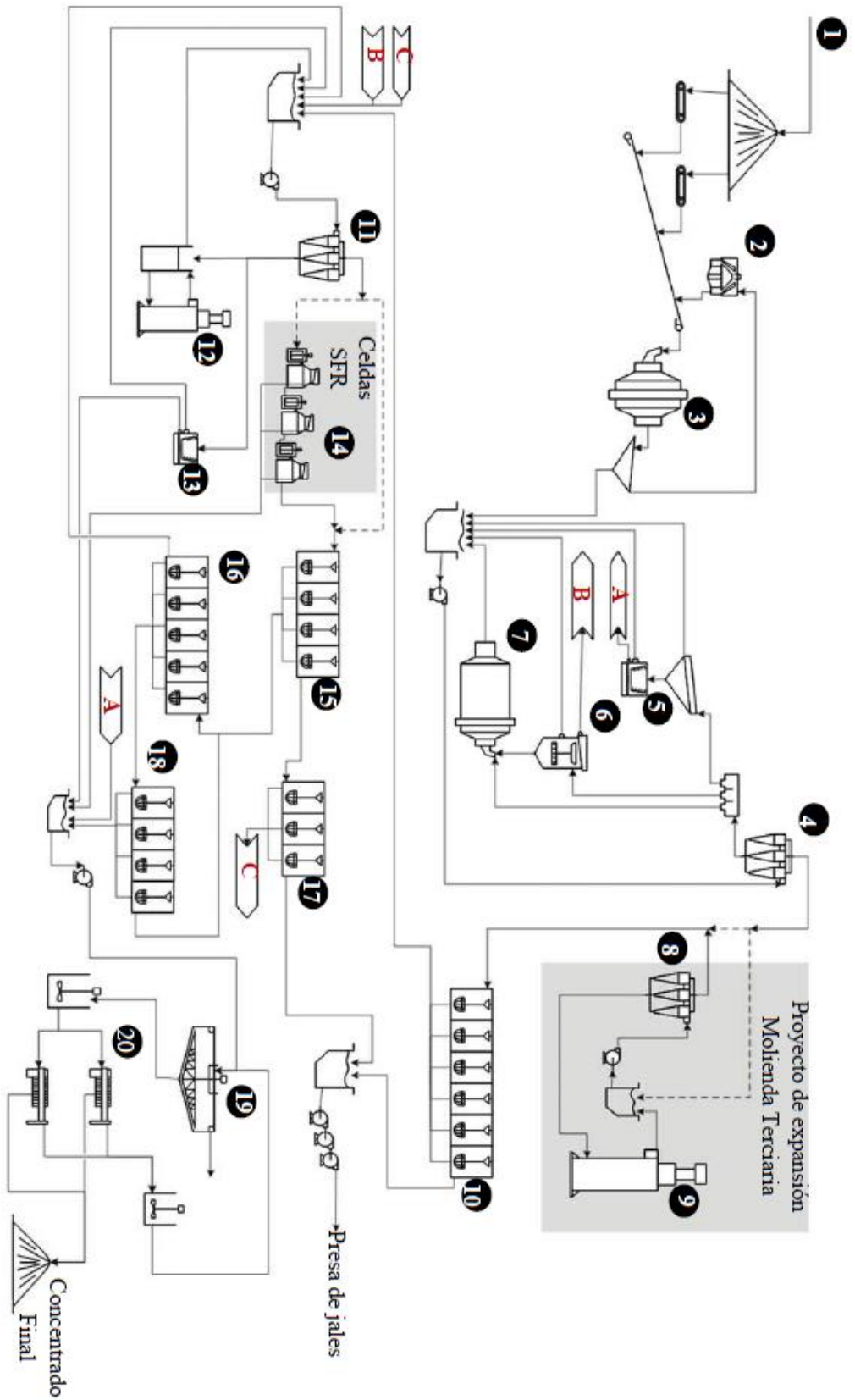
La ganga consiste predominantemente en feldespatos y plagioclasas, con un porcentaje de cuarzo que va del 3 % al 15 %. Además, se puede encontrar micas, clorita y arcillas elevadas en la zona hipogénica pero no se tienen un impacto en la flotación de los minerales, en algunas muestras se encuentran una proporción de carbonatos. En el depósito se encuentra minerales de arsénico como tennantita con tetrahedrita y pequeñas cantidades de arsenopirita.

La planta de New Afton fue diseñada para procesar 11,000 toneladas métricas por día con un circuito SABC, seguido de un circuito de flotación convencional que incluye un molino de molienda, un circuito de flotación flash y concentradores de gravimétricos. El circuito de molienda SABC se obtiene un producto hasta de  $220 \mu m$  durante sus primeros 12 meses de operación que afectaba las recuperaciones del proceso de flotación.

El tamaño de molienda grueso y las menores recuperaciones que presentaba el proyecto llevaron a la oportunidad de instalar un circuito de molienda terciario para obtener un tamaño de molienda fino y aumentar la recuperación del circuito de flotación. La implementación de una molienda terciaria se llevaría a cabo en equipos Vertimill, además de un circuito de flotación de limpia con un Reactor de Flotación por Etapas de Woodgrove Technologies, el diagrama simplificado se muestra en la Figura 4.3-65.

La trituración primaria es una trituradora FLSmith (1,100 mm x 1,800 mm) ubicada en interior mina posteriormente el mineral triturado es enviado al stockpile. El mineral se recupera del stockpile mediante dos alimentadores de placas (1.8 m x 11.0 m) ubicados debajo del stockpile y se descarga en una banda transportadora que alimenta el molino SAG. El molino SAG Farnell – Thompson de 8.53 m x 3.96 m impulsado por un motor de 5,220 kW con un variador de velocidad. El molino SAG descarga en una criba Deister de una cama de 2.4 m x 6.1 m con una abertura de 8 mm. Las partículas con un tamaño mayor a 8 mm se recirculan al molino SAG después de ser trituradas en una trituradora de cono FLSmith XL600 Raptor.

El circuito de molienda secundario consiste en un molino de bolas Farnell – Thompson de 5.5 m x 9.8 m con un motor de 5,220 kW con una velocidad fija operando en circuito cerrado con hidrociclones. El material menor a 8 mm de la descarga del SAG, junto con la descarga del molino de bolas se bombea mediante una bomba Warman de 745 Kw de 18” x 16” al 1° Banco de Hidrociclones que consta de siete hidrociclones Krebs GMAX – 26. La descarga del hidrociclón se divide en tres flujos: alrededor de la quinta parte fluye a una criba vibratoria con una abertura adecuada para el concentrador Knelson XD40MS, aproximadamente un cuarto del flujo se alimenta a la celda de flotación Flash de Outotec SkimAir 500 y el resto al molino de bolas.



**Figura 4.3-65** Circuito de New Afton. Leyendas : (1) Mineral proveniente de mina, (2) Trituradora de Cono, (3) Molino SAG, (4) Primer banco de hidroclonaciones, (5) Primer Concentrador Knelson, (6) Flotación Flash, (7) Molino de bolas, (8) Segundo banco de hidroclonaciones, (9) Vertimill, (10) Celdas primarias, (11) Tercer banco de hidroclonaciones, (12) Re – molinenda Vertimill, (13) Segundo Concentrador Knelson, (14) Celdas SFR, (15) Primera Limpia, (16) Segunda Limpia, (17) Tercera Limpia, (18) Tanque espesador, (19) Filtros prensa, (20) Concentrado Primer Knelson, (A) Concentrado Flotación Flash y (C) Concentrado Cleaner – Scavenger. Adaptado de Swedburg (2016).

El concentrado de la unidad Knelson se bombea a tanque espesador, mientras que el concentrado de la flotación Flash fluye a un circuito de re-molienda para su procesamiento posterior. El derrame del 1° banco de hidrociclones con un tamaño menor de 160  $\mu\text{m}$  es enviado a un circuito de molienda terciario con un Vertimill operando en circuito cerrado con un 2° banco de hidrociclones que envía el derrame a un circuito de flotación convencional. El circuito de molienda secundario funciona con una carga circulante del 200 a 250 %.

El banco de celdas primarias consta de seis celdas Outotec TC – 100; los reactivos agregados incluyen amil xantato de potasio como colector, MIBC como espumante y cal. Se emplea sistema de control experto para monitorear la velocidad de la espuma con cámaras, este sistema ayuda a los operadores con el control del flujo del aire y control del nivel en las celdas.

El concentrado de la flotación primaria, con una ley de cobre del 6 % al 8 %, se envía a un 3° banco de hidrociclones donde la descarga se envía un circuito de molienda terciario empleando un Vertimill VTM – 1250 operando en circuito cerrado. Una parte de la descarga del 3° banco de Hidrociclones es enviada a un segundo concentrador Knelson XD40 para recuperar el oro libre del circuito de remolienda, donde las colas son enviadas al tanque del concentrado de la flotación primaria y el concentrado es enviado al concentrado final.

El derrame del 3° Banco de hidrociclones con un 80 % del material de 40 - 45  $\mu\text{m}$  fluye a una etapa de limpia donde se emplea tres celdas SFR donde el concentrado se envía al tanque de concentrado final y las colas se envía a un circuito de tres etapas de limpieza y un conjunto de celdas limpia – agotativos. La primera etapa del circuito limpia – agotativos consiste en cuatro y tres celdas Outotec TC – 20. La segunda y tercera etapa de limpieza consiste en cinco y cuatro celdas Outotec TC – 5. En el circuito de limpia se agrega cal en varios puntos de circuito de limpieza para deprimir la pirita.

El concentrado de las tres etapas de limpia con un 25 % - 27 % de Cu, se combina con el concentrado del 2° Knelson en un tanque espesador Outotec de 18 m para obtener una pulpa con un 60 % de sólidos. El concentrado espesado se filtra usando dos filtros prensa en paralelo LASTA –MC; el concentrado con aproximadamente un 7 % de humedad, se transporta en camión al Puerto de Vancouver.

#### 4.3.4.4 CELDAS NEUMÁTICAS

Finch et al. (2007) mencionan que estos equipos introducen aire a través de difusores o aireadores (spargers) en lugar de un dispersor mecánico. Las columnas de flotación son los principales representantes de esta clase.

Las celdas de flotación neumáticas también son conocidas como equipos de flotación de alta intensidad con una cinética rápida. Es común que estos equipos empleen agua de lavado para mejorar la calidad del concentrado, esta cualidad hace ideal su aplicación en etapas de limpia y agotativos. Actualmente existen una variedad de celdas neumáticas las cuales varían en la disposición de la alimentación respecto a los aireadores y el diseño del tanque de separación. Debido a la ausencia de un impulsor, se requieren altas velocidades del flujo de aire inyectado burbujas finas y mantener las partículas en suspensión (Harbort, 2019).

Los aireadores se ubican fuera del tanque de separación. Las burbujas finas se producen por diferentes medios como superficies porosas, espacios anulares o chorros de inmersión. El aire se suministra a alta presión o por inducción al vacío. Las características de la flotación neumática son:

- No existe una parte móvil para producir burbujas finas.
- La inyección de aire es forzada por difusores.
- El aireador y el recipiente de separación están físicamente separados.

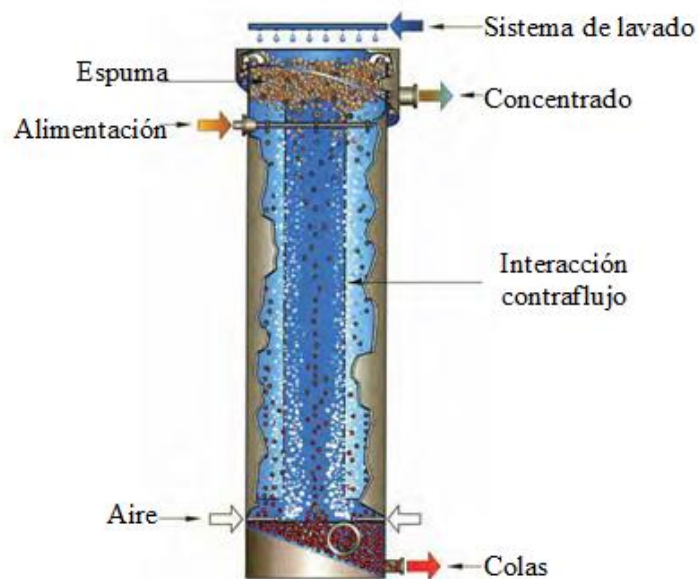
Las diferencias principales de los equipos neumáticos respecto a las celdas mecánicas son:

- Se emplea un flujo contracorriente de burbujas de aire y partículas sólidas.
- El contacto entre partículas y burbujas es de intensidad alta.
- Se emplea agua de lavado para evitar el arrastre de ganga fina.

Algunos de los equipos de flotación neumática empleados actualmente son: Jameson Cell, Contac Cell, Imhoflot G- Cell, Allflot Cell, Hydrofloat y columnas de flotación.

**Columnas de flotación.** Proporcionan un medio para mejorar la efectividad de los procesos de flotación usando un solo equipo. Estos equipos no se ven afectados por la contaminación de partículas finas ganga por arrastre porque se introduce agua de lavado contracorriente en la zona de espuma (Mankosa et al., 2019).

El diseño de este equipo como su nombre lo indica, es una columna que consta de un tanque tabular con una altura hasta de 15 metros y diámetros de 3.5 metros. Durante la operación, se alimenta la pulpa en la parte superior de la columna y desciende hasta encontrarse con cientos de burbujas finas. En la Figura 4.3-66 se muestra una columna de flotación esquemática, en el fondo de la columna se inyecta aire a presión con un rociador. Este diseño de la columna permite que las burbujas y la pulpa entren en contacto por un flujo contracorriente. Las partículas hidrofóbicas colisionan y se adhieren a las burbujas, y son transportadas a la parte superior de la columna donde se forma una capa de espuma. En la parte superior se agrega agua de lavado con un sistema de riego o goteo que distribuye el agua de manera uniforme en toda la capa de espuma para evitar el arrastre de ganga.



**Figura 4. 3-66** Esquema de una columna de flotación. Adaptado de Eriez (Flotation Group).

Por lo general los sistemas de lavado se montan por encima de la capa de espuma para evitar que obstruya el flujo de burbujas y además permite que sea posible inspeccionar el sistema de lavado y evaluar las burbujas cargadas, en algunos casos el sistema de lavado se instala dentro de la columna dependiendo del fabricante.

Las principales ventajas de las columnas incluyen un rendimiento mejorado en la separación especialmente en partículas finas, bajo costo operativo, menor demanda de espacio en la planta y un control automático. En general son empleadas en las etapas finales de limpieza por su capacidad de generar una capa de espuma profunda y su lavado de espuma son capaces de producir un concentrado de alta ley (Wills y Finch, 2016).

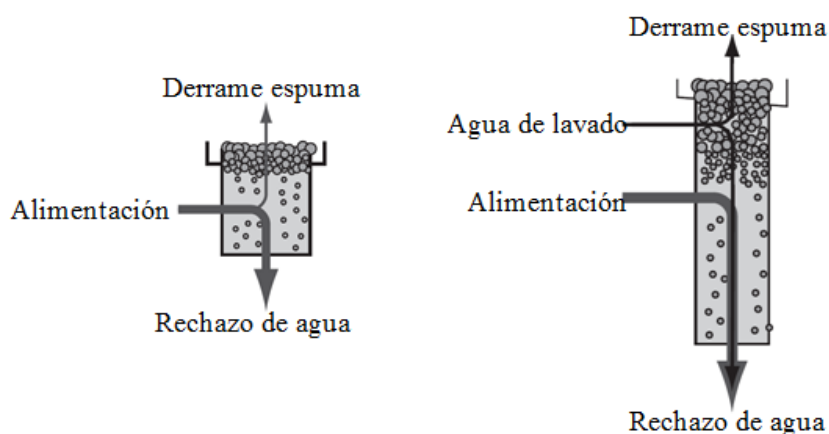
Las principales diferencias en la operación entre las columnas de flotación y celdas mecánicas es la zona de recolección. En las celdas mecánicas, el contacto entre burbujas y partículas ocurre en la región que rodea el impulsor y el resto de la celda actúa como un volumen de almacenamiento que aún no ha pasado por la zona de recolección. Por lo contrario, en la columna de flotación se tiene una zona de recolección en todo el volumen de la columna, aumentando la probabilidad de interacción de burbujas y partículas. Esta característica de la zona de recolección sumada con el bajo nivel de turbulencia logra una recuperación alta en las columnas de flotación.

Otra característica de las columnas de flotación es el diámetro de las burbujas. Algunos autores indican que a medida que reduce el diámetro de las burbujas, se mejora la velocidad de la flotación de las partículas gruesas y finas. Las partículas gruesas pueden unirse a más de una burbuja, si las burbujas son pequeñas y por lo tanto se reduce las posibilidades de que la partícula se deslice. Para las partículas finas, la probabilidad de colisión con las burbujas mejora si estas son pequeñas, debido a que las fuerzas hidrodinámicas tienden a desviar las partículas del trayecto de la burbuja con burbujas pequeñas este efecto se reduce.

Kawatra (2011) menciona que la reducción del diámetro de las burbujas aumenta el área de la superficie disponible para la misma cantidad de aire inyectado en una celda mecánica. Por lo tanto, es deseable en la flotación la generación de burbujas finas.

En la Figura 4.3-67 se muestra el patrón de flujo de las celdas convencionales y en una columna de flotación. En una celda convencional el aire como las partículas sólidas se conducen en la misma dirección arrastrando partículas finas de ganga consigo. El problema del arrastre de finos resulta crítico cuando existen una gran cantidad de limos en la alimentación. La única solución es la aplicación de etapas múltiples de limpieza para reducir el problema de la ganga fina, esto implica una mayor inversión y un diseño del circuito de flotación más robusto.

Una solución a esta problemática es la aplicación de columnas de flotación en las etapas de limpieza en lugar de múltiples etapas, gracias al sistema de lavado. El hecho que el agua de lavado se agregue en la zona de espuma en contraflujo de las burbujas de aire cargadas, evita que las partículas finas alimentadas se arrastren hacia el concentrado. Para que el agua de lavado funcione, se requiere que la capa de espuma tenga una profundidad de 1 -1.5 metros y el flujo de lavado exceda el flujo de agua del concentrado.

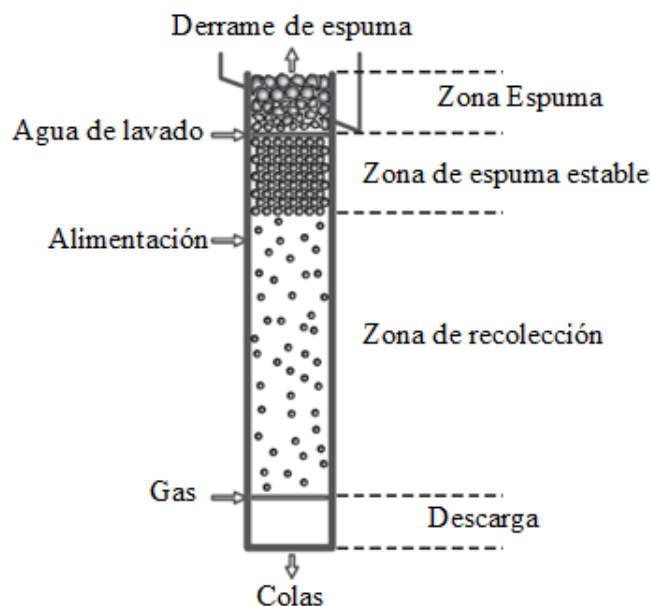


**Figura 4. 3-67** Patrones de flujo de celdas mecánicas y columnas de flotación. Adaptado de Luttrell y Hoan (1993).

En las columnas de flotación se identifican tres zonas de aireación diferentes, ver Figura 4.3-68). La primera de ellas es la zona de recolección que es la región en la columna en la cual las burbujas y partículas se unen para formar burbujas cargadas estables. Esta zona se ubica entre el punto de inyección de aire y el nivel de pulpa. Las partículas que no se adhieren se descargan en el fondo donde chocan con nuevas burbujas y las burbujas cargadas en la zona de pulpa se elevan a la zona de estabilidad de la espuma.

La segunda zona es la de estabilidad de espuma se encuentra entre el sistema de lavado y el nivel de la pulpa, esta zona es fundamental para la selectividad de las columnas. En esta zona la coalescencia de la burbuja se retrasa por el flujo descendente del agua de lavado que evita el adelgazamiento de película de la espuma. La circulación de partículas flotables entre la zona de pulpa y la espuma es beneficiosa para la selectividad de las columnas y hace que estos equipos se acerquen a la separación ideal.

La zona de espuma estable ayuda en el rendimiento de la flotación, debido a que solo las partículas que se adhirieron a las burbujas entran en esta zona. Esta restricción del equipo se conoce como la capacidad de carga y establece el límite del contenido de sólidos que forman parte del producto.



**Figura 4. 3-68** Zonas de aireación en una columna de flotación. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La tercera zona se encuentra en la parte superior de la columna es la zona de espuma, esta zona está ubicada entre el punto de adición de agua de lavado y el derrame de la espuma. En algunas columnas esta zona puede estar ausente si el rociador se ubica por encima de la capa de espuma utilizando un sistema de goteo. El propósito de esta zona es controlar la división del agua lavado entre el producto y la zona de espuma estable.

De acuerdo con Finch y Dobby (1990) las columnas de flotación constan de dos zonas hidrodinámicas distintas: la zona de recuperación y la zona de limpieza. La zona de recuperación está debajo del punto de alimentación donde las partículas se suspenden en la fase de agua descendente y entran en contacto con las burbujas de aire producidas por un sistema difusor en la base de la columna. Es así que las partículas chocan y se adhieren a las burbujas para ser transportadas a la zona de espuma por arriba del punto de alimentación.

En la zona de lavado se emplea agua para asegurar el flujo de la espuma hacia la periferia de la columna, obligando que toda el agua que ingreso con la alimentación se dirija hacia la descarga junto con la ganga.

Las columnas de flotación son diseñada y fabricadas por diferentes proveedores, algunos de los diseños comerciales emplean diferentes tecnologías como SlamJets, SonicSparger, Microcelt y CavTubet. Las columnas de flotación emplean un diseño del tanque tradicional con una gran relación de esbeltez. El diseño tradicional de los tanques es circular debido al ahorro en sus costos de construcción, pero también se pueden encontrar columnas de flotaciones cuadradas y rectangulares. Actualmente la columna de flotación más grande puede tener un diámetro de 5 metros y una altura hasta de 20 metros (Wills y Finch, 2016).

En el **Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 15** se muestra las características de las columnas de flotación de SGS.

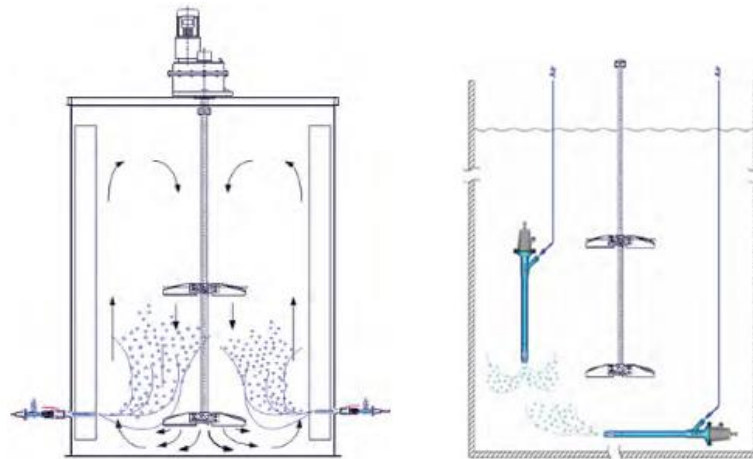
La flotación de la mena depende de la interacción de las burbujas y partículas, es fundamental que las burbujas tengan un tamaño correcto y uniforme y que se encuentren dispersas en la columna. La clave para un correcto funcionamiento de la columna es generar un número óptimo de burbujas del tamaño correcto. En la mayoría de los equipos se introducen burbujas a través de difusores o aireadores en lugar de un dispersor mecánico, ver Figura 4.3-69. Estos dispositivos inyectan aire en la columna a través de medios porosos, regularmente caucho perforado o tela filtrante. Los spargers internos son propensos al desgaste y al taponamiento por partículas, algunos equipos los cambian por spargers de chorro o dispositivos externos que introducen aire a alta presión, permiten su remplazo y mantenimiento fácilmente.



**Figura 4. 3-69** Sistemas Sparger. Adaptado de Eriez (Flotation División).

**Slam Jet.** Una tecnología desarrollada por Eriez Flotation Group para generar burbujas. Es un sistema de aireación para producir burbujas microfinas donde los sparger son con un chorro interno, ver Figura 4.3-70. El sistema de lavado proporciona una distribución de gas uniforme y los spargers ofrecen la posibilidad de quitar, inspeccionar y reinstalar desde el exterior del tanque sin interrumpir el proceso.

Una variante de los Slam Jets son sistemas sumergibles que proporcionan una mayor flexibilidad en el posicionamiento de los rociadores de aire dentro de la columna o tanque de flotación para mejorar el rendimiento del circuito. Se pueden instalar en cualquier posición del tanque para garantizar que se inyecte aire desde cualquier punto a la pulpa.



**Figura 4. 3-70** Slam Jets exterior y sumergible. Adaptado de Eriez (Flotation División).



El tubo de inyección de aire está equipado con un control de flujo y un mecanismo de cierre, este sistema permite su instalación sin drenar la columna o apagar el sistema automáticamente deja de funcionar en caso que falle el suministro de aire. Estos equipos alcanzan una presión máxima de 700 kPa, un rango de presión de 415 a 550 kPa y pueden inyectar un flujo de aire de  $21 \text{ m}^3/\text{h}$  hasta  $198 \text{ m}^3/\text{h}$  (Ver, [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 16](#)).

**CavTube.** Es un sistema de aireación que emplea tubos de cavitación diseñados por Eriez Flotation Group para operaciones donde se requiere burbujas ultra finas. Es una tecnología que se puede utilizar para columnas de flotación o tanques de lixiviación.

El diseño del CavTube se basa en la cavitación hidrodinámica que ocurre cuando la presión en líquido en movimiento se reduce momentáneamente por debajo de la presión de vapor, debido a la caída de presión se crean burbujas ultra finas que son transportadas por el flujo a una región de mayor presión que resulta en la dispersión de burbujas ultra finas.

La adición de burbujas ultra finas otorga:

- Una mayor probabilidad de fijación y recuperación de partículas hidrofóbicas.
- Reduce los costos de reactivos por la alta interacción entre burbujas y partículas.
- Mayores recuperaciones.

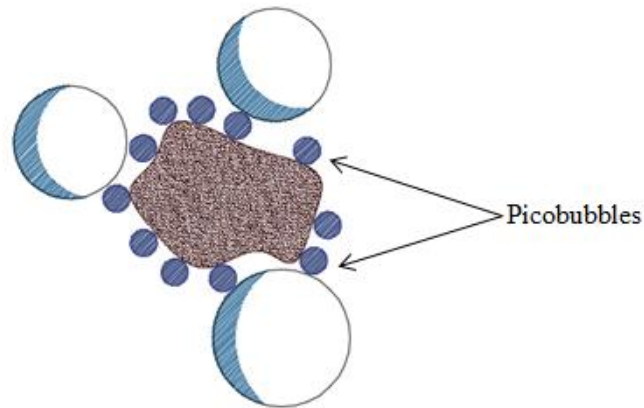
El sistema de CavTube consiste en una bomba centrífuga de recirculación, un distribuidor de pulpa y una serie de sparger para inducir la cavitación. Su funcionamiento se basa en la extracción de pulpa del flujo inferior de la columna y se bombea al distribuidor donde se divide en los sparger de cavitación para su inyección. En la Figura 4.3-71 se muestra la instalación del sistema CavTube.



**Figura 4. 3-71** Instalación de un sistema CavTube. Tomado de Eriez (Flotation División).

En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 17](#), se muestran las especificaciones de los CavTube.

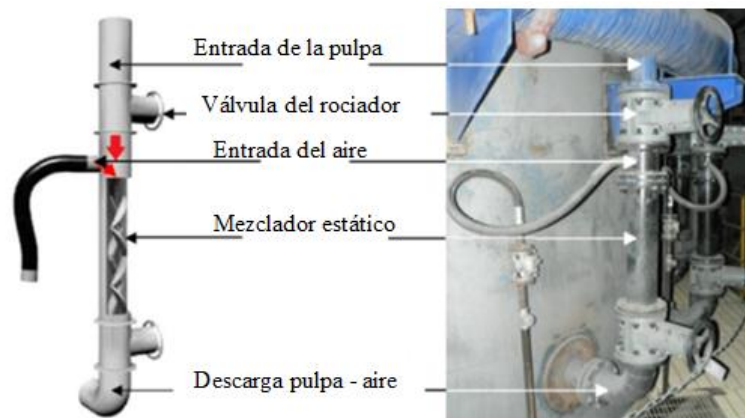
Las burbujas ultra finas reciben el nombre de “picobubbles” las cuales se adhieren fácilmente a las partículas hidrofóbicas por sus velocidades de ascenso. La capacidad de adherirse en la superficie mineral es alta y con ayuda de un colector se aumenta la probabilidad de flotación en comparación de las burbujas desarrolladas por las celdas mecánicas. En la Figura 4.3-69 se muestra la capacidad de las picobubbles en la flotación.



**Figura 4. 3-72** Acción de las picobubbles en la flotación de minerales. Adaptado de Eriez (Flotation División).

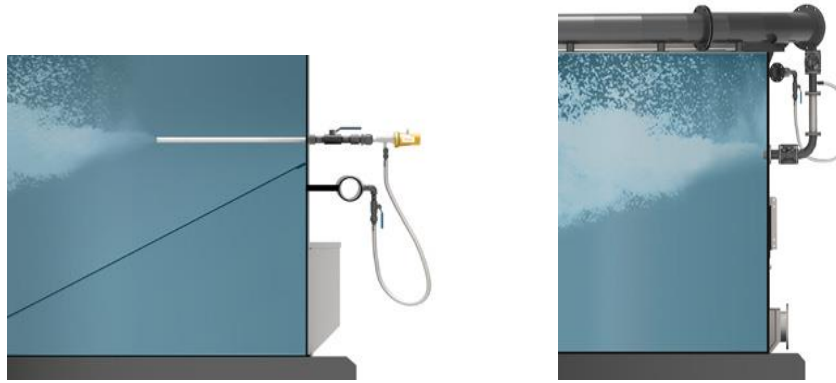
**Microcel.** Es un sistema de difusores externo que ofrece Metso Mineral, el cual consta de mezcladores estáticos en línea y una bomba centrífuga. La pulpa se bombea desde la base de la columna a través de un mezclador estático, donde el aire y la pulpa se mezclan para crear burbujas dispersas.

Cuando se mezcla la pulpa y el aire pasan a través de paletas estacionarias dentro del mezclador, el aire se corta en pequeñas burbujas por la turbulencia (Figura 4.3-73). De esta forma se desarrollan burbujas con tamaños de 400 a 1,200  $\mu m$ . Posteriormente esta pulpa se inyecta a la base de la columna y las burbujas se elevan a la zona de recolección de la columna.



**Figura 4. 3-73** Sistema de funcionamiento del Microcel. Adaptado de Wills y Finch (2016).

**SonicSparger.** Diseñado por Outotec ofrece dos sistemas de difusores conocidos como SonicSparger Jet y Sonic Sparger Vent. El SonicSparger Jet es un sistema de inyección ultrasónica de aire que incluye un sistema de control superior que permite un apagado automático, fácil acceso y un menor mantenimiento (Figura 4.3-74).

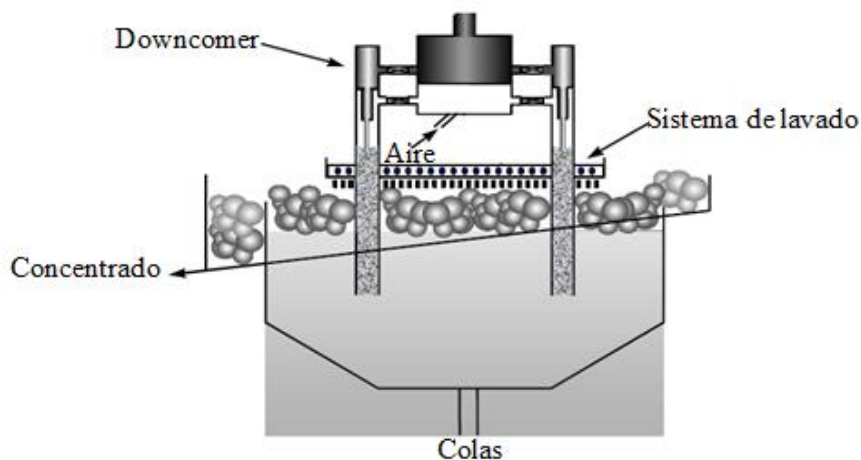


**Figura 4. 3-74** Esquema de un SonicSparger y SonicSparger Vent. Adaptado de Outotec (2017)

Este sistema funciona con presiones de aire entre 5 – 7 bares y el flujo máximo de cada sparger está determinado por el tamaño de la boquilla el cual se presenta en diámetros de 2, 2.5, 3, 4 y 5 mm. Estas diferentes boquillas permiten una diferente velocidad del flujo para ajustarse a diferentes operaciones. A diferencia de otros sistemas el Sonic Sparger Jet tiene una cámara de contrapresión que utiliza aire comprimido para garantizar la salida del difusor que se abre cuando alcanza una presión de 2 bares. El sistema mantiene esta presión durante largos periodos y con ayuda de un medidor en el difusor se identifican pérdidas de presión.

Sonic Sparger Vent se basa en el principio ventury, para generar burbujas ultra finas. El sistema recircula el flujo inferior de la columna generando una cavitación para inyectar la pulpa con las burbujas ultra finas (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 18).

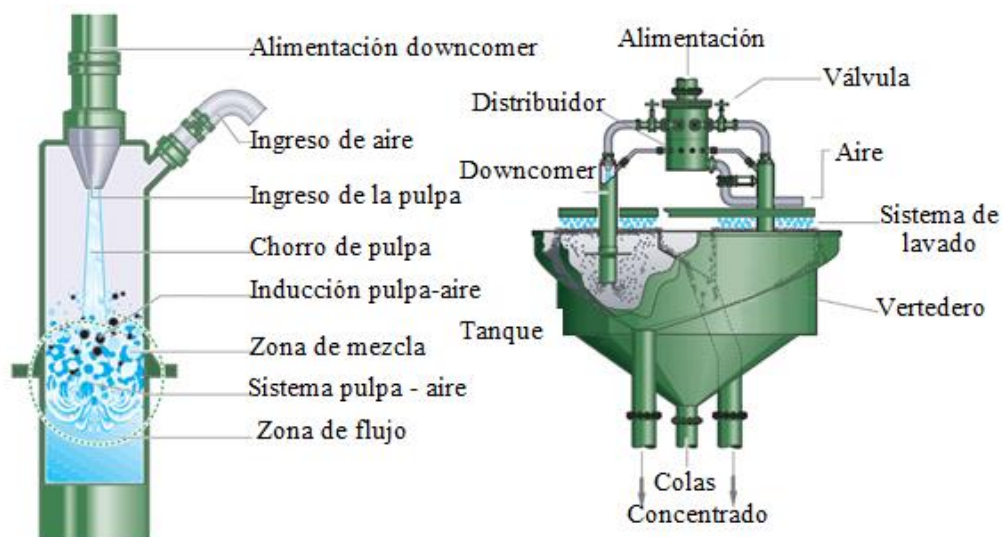
**Jameson Cell.** Es un equipo que implementa un método de contacto del aire y la pulpa en el en un chorro de agua que arrastra el aire, logrando un alto vacío que crea burbujas finas desarrollado por Glencore Technology Company. Las burbujas generadas van de diámetros de 0.3 – 0.5 mm que favorece la interacción de burbujas y partículas en un corto tiempo. Como resultado el equipo Jameson Cell produce velocidades de flotación rápidas y es eficiente para la flotación de menas finas. Como se muestra en la Figura 4.3-75 está compuesto por un tanque y tubos verticales llamados “downcomer” los cuales utilizan una corriente de alimentación presurizadas inyectada a través de varios tubos en serie a lo largo de la celda para atraer el aire atmosférico al dispositivo (Young et al., 2006).



**Figura 4. 3-75** Esquema de un equipo Jameson Cell. Adaptado de Young et al. (2006).

La operación de esta celda combina el aire en la pulpa en el downcomer. Dentro de este tubo, de aire y la pulpa se dispersen en burbujas finas. La pulpa es alimentada al distribuidor a una presión elevada y se divide entre los downcomer.

El chorro creado en el downcomer por la pulpa promueve la inducción de aire (Figura 4.3-76). La acción de corte del chorro en columna de pulpa dentro del downcomer genera burbujas finas y las transporta a la zona de mezcla. La interacción de las burbujas y partículas se da en este instante para después ser transportadas a una zona de flujo. La pulpa aireada sale en el fondo de downcomer hacia el tanque donde las burbujas cargadas se elevan a la zona de espuma. En la zona de espuma se cuenta con un sistema de riego con agua de lavado para evitar el arrastre de ganga fina (Cowburn et al., 2005).



**Figura 4. 3-76** Principios de operación de un equipo Jameson Cell. Adaptado de Wills y Finch (2016).

El contacto de las burbujas y partículas ocurre en el downcomer, el resto del volumen de la celda cumple con la función de la separación por lo tanto el volumen de la celda es muy pequeño en comparación con las columnas de flotación.

Harbort y Monaghan (2003) señalan que el funcionamiento del equipo Jameson Cell se puede dividir en tres zonas:

- La zona de recolección que se da en tubos verticales donde ocurre el primer contacto entre burbujas y partículas.
- La zona de pulpa es donde ocurre el contacto de burbujas y partículas. Se da cuando la pulpa aireada sale del downcomer y entra al tanque.
- La zona de espuma donde el material se ubica en la superficie del tanque y se elimina la ganga fina mediante el agua de lavado.

El innovador proceso de flotación impulsada por la mecánica de fluidos de los equipos Jameson Cell tiene las siguientes ventajas:

- Genera burbujas finas sin la necesidad de equipos externos como los spargers.
- Mezcla intensa de las burbujas y las partículas sin una agitación mecánica.
- Un alto rendimiento en tanques pequeños.
- El lavado de la espuma permite maximizar la ley del concentrado.

Estas ventajas hacen que estos equipos se han utilizados en etapas de limpia – agotativos donde se busca recuperar mineral valioso de las colas de las celdas primarias. Además de etapas de pre – flotación donde se busca flotar la ganga de un concentrado y la mena es arrastrada por el agua de lavado, este es un caso de flotación inversa elimina una porción de la ganga antes de que el concentrado ingrese a los circuitos aguas abajo mejorando la recuperación de las siguientes etapas de flotación. Este es un método efectivo y de bajo costo para expandir la capacidad del circuito de flotación (Pokrajcic et al., 2005).

De acuerdo con Huynh et al. (2014) indican que algunos proyectos que han adaptado los equipos Jameson Cell son:

- La operación de Phu Kham en Laos en Asia para aumentar la capacidad de los circuitos de limpia
- En Newcrest´s Telfer en Australia Occidental en etapas de Pre – Flotación para retirar la ganga y mejorar la recuperación de los circuitos de limpia.
- Barrick´s Lumwana en Zambia para reducir el arrastre de minerales de uranio permitidos en la planta para producir un concentrado con límites de uranio aceptables.
- OZ Minerals Prominent Hill en Australia del Sur para eliminar flúor del concentrado.
- En el proyecto Mount Isa Mines Copper en Australia donde se emplea en la etapa de limpia para obtener concentrados de mayor calidad.
- Proyecto Red Dog en Alaska en un circuito de pre-flotación que recuperar carbón contenido en el mineral como un contaminante, aumentando la selectividad del plomo y zinc.

En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 19](#), se muestran las características de las unidades Jameson Cell.

**Contac Cell.** Son celdas fabricadas actualmente por SGS Mineral Services, en este equipo la alimentación se coloca en contacto directo con el aire en una cámara presurizada externa al tanque de flotación denominada “Contactor”. La pulpa aireada se inyecta al tanque de separación donde las burbujas cargadas pasan a la zona de espuma (Figura 4.3-77). El equipo Contac Cell opera con una presión de 140 kPa y el tiempo de residencia es la mitad de las celdas de flotación mecánicas (ver, [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 20](#)).

De acuerdo con Harbort (2019) estos equipos han sido instalados en Canadá en las minas de Agnico Eagle y Eskay Creek en etapas de limpia de cobre. En los Estados Unidos de América en la operación de tierras raras de Mountain Path en California. En el proyecto Bulyanhulu en Tanzania se instalaron dos celdas para tratar las colas de oro de los concentradores gravimétricos.

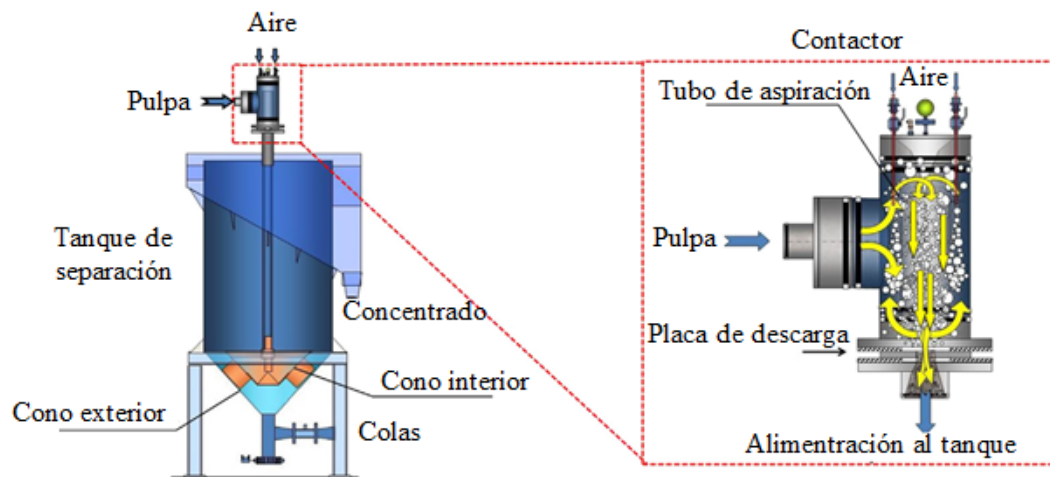


Figura 4. 3-77 Esquema de una unidad Contact Cell. Adaptado de Wills y Finch. (2016).

**Imhoflot G- Cell.** Una patente de Maelgwyn Mineral Services, las características de esta tecnología G – Cell es alimentar la pulpa aún downcomer que transporta la pulpa aireada a un distribuidor que envía la pulpa aun recipiente de separación cilíndrico – cónico que emplea un campo centrífugo. Este equipo utiliza un aireador auto-aspirante basado en el principio Venturi que funciona con una presión de 250 kPa. El contacto y fijación de las partículas hacia las burbujas se realiza en una esquina, mientras que la separación de espuma se realiza en el recipiente de separación equipado con un sistema de lavado (Figura 4.3-78). El entorno centrífugo en el recipiente de separación permite un rechazo de la ganga que puede estar unida a las burbujas de aire por su nula hidrofobicidad.

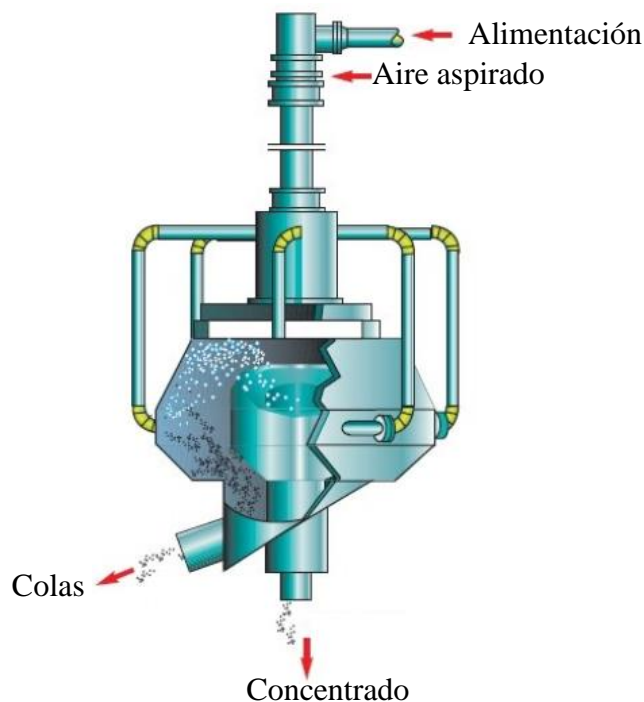


Figura 4. 3-78 Esquema de una unidad Imhoflot G-Cell. Adaptado de Battersby et al. (2016).

En primera estancia la pulpa es alimentada aun tanque de acondicionamiento y con una bomba, la pulpa es enviada a la unidad de aireación. Esta unidad de aireación funciona con auto aspiración sin necesidad de aire comprimido. El material ingresa a la celda de flotación en un movimiento ascendente desde la unidad de aireación. En la unidad de aireación se generan las burbujas finas y fluyen a través de un tubo central que dirige a un distribuidor. El distribuidor de la pulpa se ubica en la parte inferior de la celda que permite un movimiento ascendente hacia la cámara de separación estacionaria. Dado que la colisión de las burbujas de gas y las partículas hidrofóbicas ocurre antes de la introducción al recipiente, el volumen de la celda se emplea solo para el proceso de separación (Wolfram et al., 2008).

El diseño de este equipo permite que se utilizado en etapas primarias, limpia o agotativas. La velocidad y presión con la cual se alimenta la pulpa afecta el tamaño de las burbujas, las presiones que se aplican son de 1.5 y 2.8 bares para generar burbujas finas (Markworth y Ören, 2009).

En diferentes presiones de alimentación se obtienen diferentes tamaños de burbujas y volúmenes de burbujas. El proceso de los equipos Pneufлот puede alcanzar altas presiones de sin emplear aire forzado. El sistema de tubería es denominado cuello de ganso y regula el nivel de la celda levantando o bajando una tubería móvil en la celda. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 21](#), se muestran las características de las unidades Imhofлот.

**Hydrofloat.** Es considerado como un equipo de flotación especial porque es un equipo de flotación y un separador gravimétrico para concentrar las partículas gruesas. Estos equipos no tienen piezas móviles y el sistema de aireación es externo con la inyección de aire. Esta tecnología es desarrollada por Eriez Flotation División y es empleado para recuperar roca fosfórica, diamantes, espodumena y vermiculita (Wills y Finch, 2016).

Como se muestra en la Figura 4.3-79 el HydroFloat consiste en un tanque rectangular subdividido en una cámara de separación superior y un compartimiento de desagüe en la inferior. Durante su funcionamiento, la unidad funciona de manera muy similar a un separador DMS con un lecho de bloqueo, las partículas de alimentación se asientan contra un flujo ascendente de agua de fluidización proporcionada a través de una red de tuberías que se encuentran en el fondo de la cámara.

El equipo cuenta con un sistema de aireación externo que inyecta pequeñas burbujas de aire en el lecho de bloqueo. Las burbujas de aire se crean inyectando aire en el agua que circula a través de un mezclador que opera con una bomba centrífuga. Las burbujas de aire en el agua de fluidización se unen a las partículas hidrofóbicas dentro del lecho en movimiento. Las partículas ligeras se mantienen en suspensión y se elevan donde son recolectados en la parte superior del tanque de separación. Las partículas hidrofílicas continúan bajando a través del lecho en movimiento y se depositan en la cámara de desagüe. Estas partículas se descargan con un alto contenido de sólidos a través de una válvula de control en la parte inferior del separador. El Hydrofloat se puede aplicar en cualquier sistema en el puedan crear diferencias en la densidad mediante la unión selectiva de burbujas de aire, obteniendo la recuperación de partículas gruesas liberadas o semi liberadas (Kohmuench et al., 2005).

El equipo Hydrofloat es utilizado en etapas flotación flash, es eficiente para recuperar partículas gruesas que van de 150 – 200  $\mu\text{m}$ . Actualmente han encontrada una aplicación en etapas agotativas para la recuperación de partículas de sulfuros con tamaños de 3 a 2 mm. La característica de estos equipos se muestra en el Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 22.



**Figura 4. 3-79** Esquema del separador Hydrofloat. Adaptado de Eriez (Flotation Division).

En el Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 se muestran diversos artículos complementarios donde se utilizan diferentes equipos de flotación para dar solución al beneficio de minerales complejos en diversas etapas de flotación:

- Material 32. Removal of organic carbon with Jameson Cell at Red Dog Mine
- Material 33. Recent process developments at the Phu Kham Copper Gold Concentrator Laos.
- Material 34. Telfer processing plant upgrade – The implementation of additional cleaning capacity and the regrinding of copper and pyrite concentrate
- Material 35. Improved cleaner circuit design for better performance using the Jameson Cell
- Material 36. Designing the optimal flotation circuit the Prominent Hill case
- Material 37. Mt Isa Copper Concentrator Cleaner Circuit redesign
- Material 38. Necessity driving change and improvement to the cleaner circuit at Lumwana Copper Concentrator
- Material 39. Improved flotation process control at Newcrest's Telfer Operation
- Material 40 . Design and Engineering of Flotation Circuits
- Material 45. Flash flotation circuit design considerations

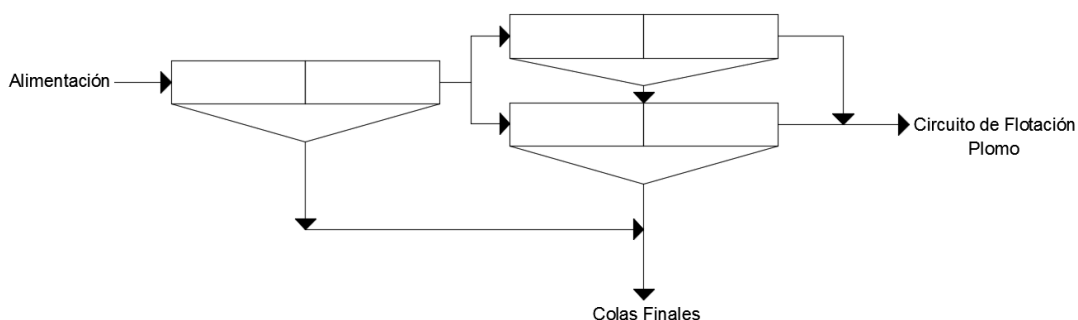


#### 4.3.4.5 CASO DE ESTUDIO: PROYECTO RED DOG, USA (2008)

Smith et al. (2008) mencionan que el depósito de Red Dog es un depósito sedimentario tipo sedex de zinc, plomo y plata. Los sulfuros presentes son esfalerita, pirita, galena y marcasita. La naturaleza compleja del cuerpo mineral presenta una ley media en la alimentación del molino de 6.1 % de Pb, 20.6 % de Zn, 8.0 % de Fe y 0.67 % de C.

A mediados del año de 1989 los circuitos de flotación de plomo y zinc no fueron precedidos de una etapa de pre-flotación, por lo tanto la alimentación del molino contenía altos niveles de azufre y carbono orgánico. Estos contaminantes otorgan una deficiencia a calidad del concentrado. En una primera instancia en el año de 1991 se instalaron dos celdas SK 50 Outokumpu Skim Air antes del circuito de flotación como una etapa de pre-flotación. El carbono orgánico se encuentra diseminado en la roca encajonante que es una lutita negra que presenta un alto contenido de material orgánico.

El circuito de pre-flotación se modificó durante proyectos de expansión entre los años de 1998 y 2000. En el año 2001, el circuito de pre-flotación constaba de seis celdas como se muestra en la Figura 4.3-80. Las dos primeras celdas eran celdas Maxwell MX14 que fueron adaptadas con agitadores OK – 50 Outokumpu. Las otras cuatro celdas OK – 50 Outokumpu dispuestas en dos bancos paralelos. En estas celdas se llevaba a cabo una flotación inversa donde el concentrado era enviado al flujo final de colas a pesar que contenía cantidades significativas de Pb y Zn.



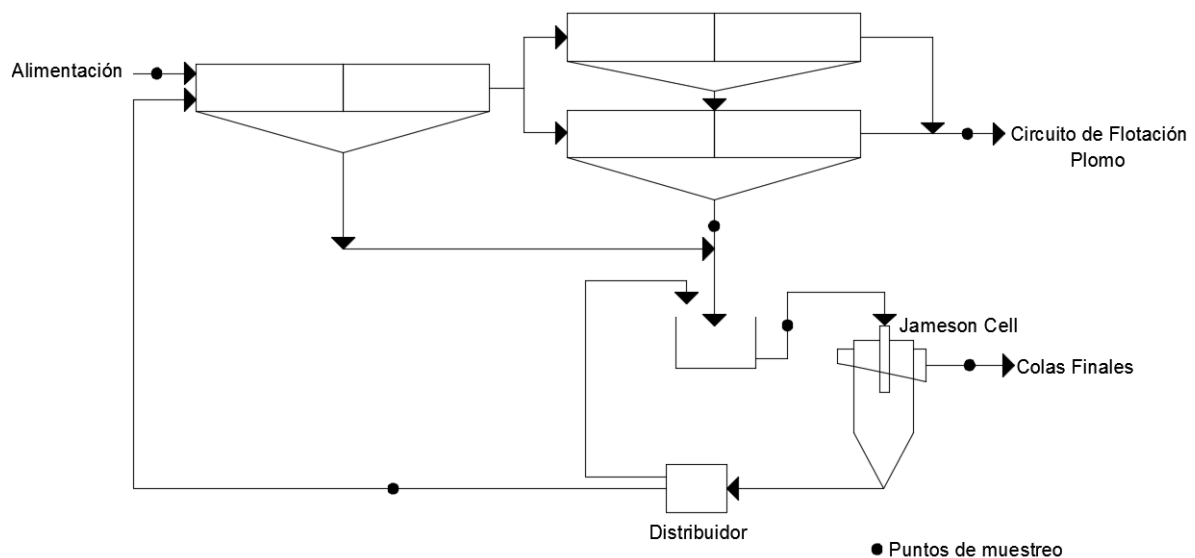
**Figura 4. 3-80** Circuito de pre-flotación de Red Dog en el primer periodo. Adaptado de Smith et al. (2008).

Informes reportaron que en el concentrado de pre-flotación representaba del 2 % al 6 % de pérdidas totales del zinc. Los datos del balance de metalúrgico indicaron que las pérdidas de Zn y Pb son proporcionales a la cantidad de carbono orgánico en la alimentación del molino. En el año 2005 las pérdidas de zinc del concentrado de pre-flotación fueron de 8.3 %, esto se debe al arrastre hidrodinámico durante la pre-flotación. Los ingenieros identificaron que las pérdidas de Zn y Pb en la pre-flotación aumentaban en las áreas donde el contenido de carbono era alto.

En el año 2000 se realizaron pruebas de flotación que demostraron que era posible recuperar el zinc del concentrado de la etapa de pre – flotación con una etapa de limpia. Las colas de la etapa de limpia no se pueden enviar al circuito principal porque la capacidad del circuito de flotación se ve limitado. En el año 2005 un aumento en el circuito de plomo permitió considerar otras configuraciones para el circuito de limpia previa al circuito de flotación. Una de las propuestas fue que la cola de la etapa de limpia antes del circuito principal de flotación se recircula a la cabeza del circuito introduciéndose al circuito del Zn.

La recirculación de las colas de la limpia de pre-flotación a las cabezas del circuito abrió la oportunidad de recuperar Pb y Zn mientras se eliminan los valores de carbono orgánico. Para esta tarea se consideró un equipo Jameson Cell para la etapa de limpia previa al circuito de flotación principal.

Mediante pruebas piloto con un equipo Jameson Cell, se descubrió que la limpieza previa a la flotación reducía las pérdidas de Zn y Pb en el flujo del concentrado de la pre-flotación. Se logró una eliminación del carbono orgánico hasta del 35 % y las pérdidas de Zn y Pb se redujeron a 1.5 % y 2.5 % respectivamente. Como las colas del equipo Jameson Cell vuelven a la cabeza del circuito de zinc y plomo para tener la oportunidad de recuperar estos valores en el circuito de flotación. El circuito de limpieza de pre-flotación se puso en marcha en el año 2007, en la Figura 4.3-78 se muestra el esquema del circuito con estos cambios. Las recuperaciones de plomo pasaron del 47 % al 59 % y para el zinc paso de 54 % a 64 %, además un aumento en las leyes de plomo del 39 % al 54 % y para el zinc de 47 % a 52 %. Esperando que el circuito de limpieza opere en circuito cerrado se espera que se obtenga recuperaciones en los concentrados de plomo del 60 % y para el zinc hasta del 70 %.



**Figura 4. 3-81** Circuito de pre-flotación de Red Dog con un Jameson Cell. Adaptado de Smith et al. (2008).

#### 4.3.4.6 CASO DE ESTUDIO: PROYECTO DE PHU KHAM, LAOS (2012)

De acuerdo con Bennett et al. (2012) la operación de Phu Kham consiste en una mina de cobre y oro que concentra 12 Mt/ anuales. La planta concentradora fue diseñada para tratar un mineral skarn de cobre y oro con un contenido de pirita alto y presencia arcilla. El diseño del circuito de flotación fue impulsado por la mineralogía compleja y variable donde el alto contenido de pirita, con más del 90 % se debe de rechazar para producir un concentrado final mayor al 23 % de cobre. El aumento en la profundidad del tajo, la alimentación de la planta ha cambiado siendo la calcopirita la principal mena de cobre. El complejo plegamiento y las zonas de alteración llevó la explotación de las áreas supergénicas y oxidadas, haciendo que la mineralogía cambie durante la explotación.

El yacimiento de Phu Kham es un complejo sistemas de diques de cobre y oro. La mineralización está presente en skarns ricos en hierro, stockwork ricos en sílice y una mineralización diseminada de calcopirita y bornita. Los minerales ganga son cuarzo, micas y pirita con un contenido alto de arcillas principalmente caolinita y un contenido de silicato de magnesio con talco en las zonas meteorizadas. La zona de óxidos se encuentra enriquecida con oro, debajo de la zona de óxido existe una zona de meteorización con granos de pirita y recubrimientos de calcocita y covelina, con energita en menor porcentaje y tennantita.

En el skarn está presente el reemplazo de carbonatos, con granos diseminados de calcopirita y bornita y bandas de pirita masiva y vetas que contienen pirita, calcopirita, bornita, granate, magnetita y hematita. La mineralización del stockwork está presente como vetas finas de cuarzo donde se encuentra pirita, calcopirita y bornita. La mineralización diseminada consiste en granos de bornita y calcopirita en la roca huésped alterada por sericita. El oro ocurre como pequeños granos asociados a pirita y sulfuros de cobre en todo el depósito.

Las pruebas metalúrgicas informaron que era viable la recuperación de cobre y oro, para el año de 2011 donde el estudio arrojó que es factible generar un concentrado de mineral de cobre y oro de baja ley. El trabajo mineralógico reveló que hasta el 60 % de las pérdidas de mineral de sulfuros de cobre se encontraba en compuestos gruesos de ganga y el 50 % de la pérdida de oro estaba en compuestos de oro refractario en piritas.

Para lograr su flotación se planteó la re-molienda de las partículas gruesas a 20  $\mu\text{m}$  y una etapa adicional de limpia. El desarrollo del circuito de concentración fue impulsado por recuperación de minerales de cobre de baja ley, por lo tanto, fue fundamental contrarrestar las disminuciones de ley para los ingenieros.

El diseño original de la planta de 12 Mt/anuales consta una trituradora giratoria primaria de 55" x 77", con un punto de descarga de camiones con una cavidad diseñada para 200 toneladas de capacidad. La descarga de la trituradora cae a una pila de almacenamiento, el stockpile se vacía mediante un alimentador de placas de velocidad variable CV - 001, este alimentador transfiere el mineral a una banda transportadora de 890 m de longitud que mueve el mineral a una tolva de gruesos con una capacidad viva de 24,000 toneladas.

El mineral se recupera de la tolva de gruesos mediante dos alimentadores de placas a una banda transportadora que alimenta el molino SAG. Los medios de molienda del molino SAG se alimentan a la banda transportadora de mineral a través de una tolva. La descarga del molino SAG se clasifica utilizando un trommel, con un producto -12 mm que alimenta a un banco de hidrociclones.

La descarga de los hidrociclones lleva a una molienda secundaria con un molino de bolas de 40 x 24 ft, en el molino de bolas se agrega cal para controlar el pH de la flotación y deprimir la pirita. El producto del molino de bolas vuelve a la bomba de alimentación de los hidrociclones cerrando el circuito.

El derrame de los hidrociclones informa a un muestreador en línea de la alimentación de los bancos primarios de flotación cuya capacidad es de 200 m<sup>3</sup>. El colector Aero 9810 se utiliza para recuperar sulfuros de cobre y se mantiene la selectividad para no flotar la pirita.

Las colas de la etapa primaria de la flotación pasan a través de un muestreador estático en la tubería antes de formar parte de los jales, donde se combinan con las colas de las etapas de limpieza y agotativas. El sumidero final de las colas descarga la pulpa por gravedad en dos líneas de tubería con un diámetro de 750 mm de diámetro que transporta los jales 1.5 km a la presa de jales. El concentrado del banco primario se clasifica en un grupo de seis hidrociclones de 400 mm de diámetro y el derrame de los hidrociclones se envía a un tanque que alimenta a un equipo Jameson Cell. La descarga del hidrociclón se envía a una molienda terciaria en un IsaMill, donde la descarga del IsaMill se envía al tanque que alimenta al equipo Jameson Cell. En la Figura 4.3-82 se muestra el diagrama del proceso de beneficio con la instalación del equipo Jameson Cell.

El circuito de limpieza consta de tres etapas, la primera en circuito abierto. El concentrado de la primera etapa de limpieza se envía a la segunda etapa de limpieza, donde el concentrado de la segunda limpieza se envía a una tercera etapa de limpieza en tres celdas de 20 m<sup>3</sup>, las colas de la segunda etapa de limpieza se recirculan a la primera etapa de limpieza. El concentrado de la etapa terciaria de limpieza pasa a un muestreador, antes de pasar al tanque espesador donde se combina con el concentrado final. La cola de la etapa terciaria de limpieza se recircula a la segunda etapa. El concentrado final está compuesto por el concentrado del equipo Jameson Cell y el concentrado de la tercera etapa de limpieza, el concentrado final se muestrea antes de ser enviado por gravedad a un tanque espesador. La descarga del espesante tiene una densidad nominal de 65 a 70 % de sólidos que es bombeado a un tanque para la alimentación a los filtros.

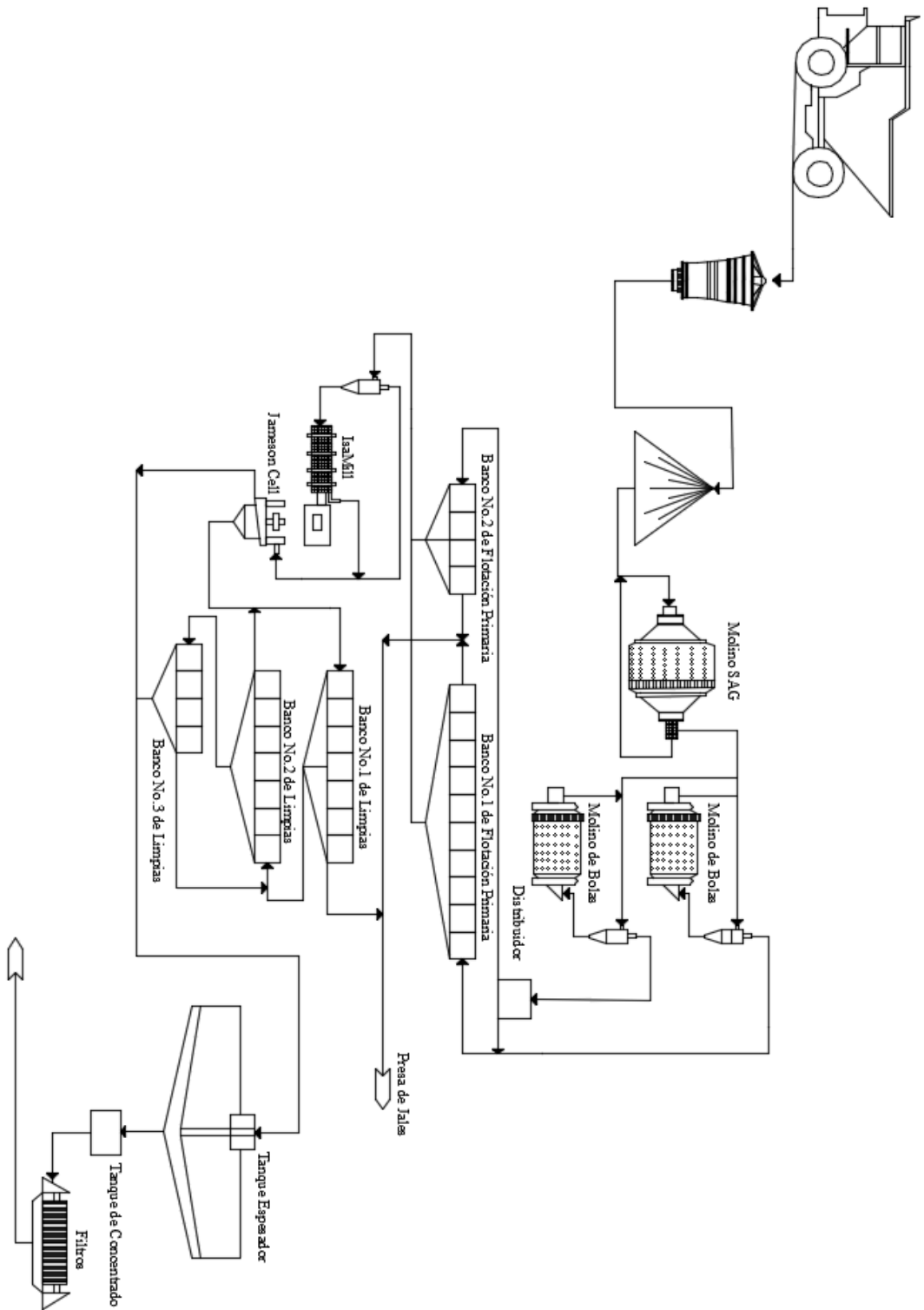


Figura 4.3-82 Circuito de beneficio de Phu Kham. Adaptado de Bennett et al. (2012).

#### 4.3.5 CINÉTICA DE FLOTACIÓN

Arbiter et al. (1985) señalan que la cinética de flotación es el estudio de la variación de desbordamiento de la espuma enriquecida con el tiempo y la identificación cuantitativa de todas las variables que controlan la velocidad de la flotación. El estudio de la cinética de flotación tiene varios objetivos:

1. Análisis empírico de los datos de pruebas de flotación; correlacionando coeficientes de velocidad con las variables de la flotación.
2. Construir un modelo cinético a partir de los diferentes mecanismos de flotación y someter los modelos a pruebas experimentales.
3. Desarrollar modelos de red de los diferentes circuitos de flotación para su valoración.

La flotación de minerales es un proceso de velocidad de reacciones por su analogía con la cinética de reacciones químicas:

- Las especies que interaccionan en la flotación son las burbujas y las partículas, el producto son las burbujas cargadas.
- La velocidad de la flotación depende de la concentración de partículas, concentración de burbujas, frecuencia de la interacción, eficiencia de la unión de partículas en la interacción y estabilidad de las burbujas cargadas.

Algunas suposiciones ayudan a simplificar el desarrollo de un modelo para la cinética de flotación: la reacción sigue el primer orden, la concentración de las burbujas no varía y las partículas que colisionan siempre pueden encontrar un espacio en las burbujas para unirse. En estas condiciones, la ecuación básica es:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^n \quad (4.3.7)$$

Donde:

$C$ : Concentración de una especie flotante en un tiempo " $t$ ".

$k$ : Constante de velocidad de flotación.

$n$ : Orden de la cinética.

La constante de velocidad " $k$ " agrupa todas las variables no medidas en la flotación y se convierte en una medida de la flotabilidad del mineral; cuanto mayor es la flotabilidad mayor es la constante de velocidad. Los procedimientos experimentales comunes son las pruebas de lotes minerales. En el que el material flotable se agota hasta un punto determinado en la flotación; y en pruebas continuas donde se alimenta mineral mientras que al mismo tiempo las colas se descargan (Wills y Finch, 2016).

Diversos autores han establecido tablas guías para prácticas de flotación, que permiten realizar un plan para la selección de reactivos para hacer flotar minerales, algunas de ellas son las publicadas por Pierre (1977), Pryor (1985), Nelson y Lelinski (2019). Estas tablas se indican los reactivos utilizados, dosificación y condiciones para la flotación de un mineral de interés, otorgando un punto de partida para establecer la cinética de flotación de una pulpa específica mediante pruebas de laboratorio.

Es difícil encontrar una combinación de reactivos específicos para uno de los minerales presentes, actualmente solo se cuenta con la descripción de algunos procesos industriales documentados. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 24](#) Tablas de flotación de Pryor, [Material 25](#) Tablas de flotación de Pierre y [Material 26](#) Tablas de flotación de Nagaraj y Raymond se encuentran las tablas para prácticas de flotación, es importante considerar que continuamente se trabaja en el desarrollo de reactivos con una mayor selectividad y no se puede considerar como reactivos definitivos.

Arbiter et al. (1985) señalan que la ecuación cinética de un banco de flotación de "n" celdas:

$$k = \frac{R_{celda}}{\gamma (1 - R_{celda})} \quad (4.3.8)$$

$$R_{banco} = 1 - [1 - [1 + (K_{prom}(\gamma))]^{-n}] \quad (4.3.9)$$

Donde:

*k*: Constante de cinética de flotación.

*γ*: Tiempo de flotación de cada celda, minutos.

*R<sub>celda</sub>* y *R<sub>banco</sub>*: Recuperación de cada celda y recuperación del banco respectivamente.

*n*: Número de celdas en el banco de flotación.

Gupta y Yan (2016) indican que en una flotación por lotes se interpreta que *n* = 1 [cinética de primer orden] y "*k*" se distribuye de acuerdo con las proporciones relativas de las especies flotantes presentes en la celda. Con *n* = 1 e integrando *C* = *C*<sub>0</sub> en un *t* = 0 a *C* = *C* en un *t* = 1, se obtiene:

$$C = C_0 \exp(-kt) \quad (4.3.10)$$

Con *n* = 1 el coeficiente de velocidad es independiente de la concentración inicial *C*<sub>0</sub>. El concentrado obtenido de una celda de flotación por lotes cambia en función del tiempo, el concentrado de las últimas celdas en un banco continuo es diferente del que se eliminó de las primeras celdas del banco.

Las partículas minerales flotan a diferentes velocidades debido a las diferentes características de las partículas y las condiciones bajo las cuales opera la celda. En la Figura 4.3-83 se muestra la curva de tiempo de recuperación de una prueba por lotes.

La recuperación de cualquier mineral aumenta a un valor asintótico *R*<sub>∞</sub> que es un valor menor al 100 %. La velocidad de recuperación en el tiempo "*t*" viene dada por la pendiente de la tangente de la curva en un determinado tiempo, y la velocidad de recuperación en el tiempo *t*<sub>1</sub> es mayor que la velocidad en el tiempo *t*<sub>2</sub>. De esta forma existe una relación directa entre la velocidad de flotación y la cantidad de mineral flotante en la celda.

El concentrado obtenido de una celda de flotación por lotes cambia en función al tiempo a medida que las partículas flotan cambian de granulometría, ley y cantidad en la pulpa. Del mismo modo, el concentrado de las últimas celdas en un banco (flotación continua) es diferente a las celdas primarias que conforman el banco. Las partículas del mismo mineral flotan a diferentes velocidades debido a las diferentes características de las partículas y las condiciones del sistema de flotación.

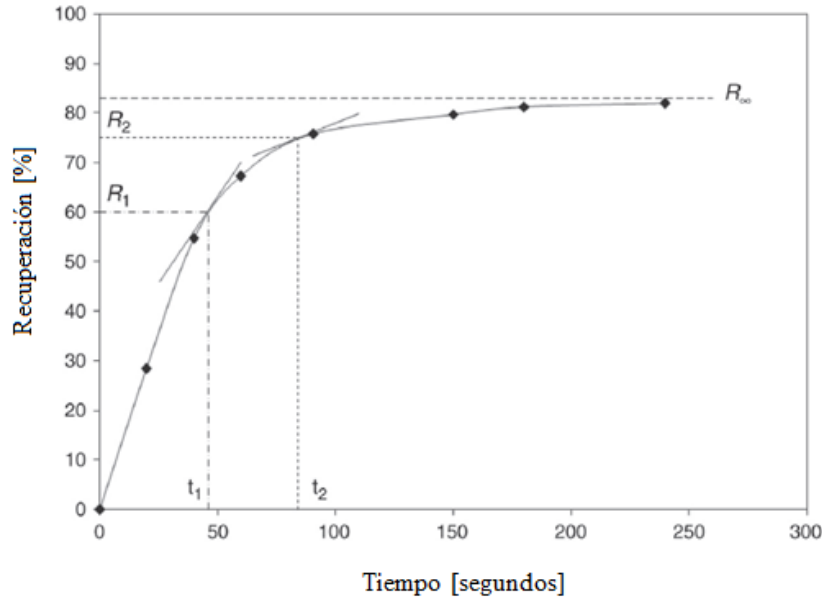


Figura 4. 3-83 Gráfico de tiempo – recuperación de una prueba por lotes. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Por lo tanto, de acuerdo con la Ecuación 4.3-7 en la flotación por lotes se tiene:

$$\ln\left(\frac{C_0}{C}\right) = kt \quad (4.3.11)$$

Donde:

$C_0$  : Concentración de la mena en un tiempo cero.

$C$ : Concentración de la mena que queda en la celda en un tiempo "t".

Graficando  $\ln\left(\frac{C_0}{C}\right)$  contra el tiempo, se obtiene un gráfico que es una línea recta con una pendiente "k" si  $n = 1$ . Como la recuperación raramente es del 100%, una fracción de la mena permanece sin flotar en la celda después de un tiempo de flotación prolongado " $C_\infty$ ", entonces la ecuación se expresa como:

$$\ln\left(\frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty}\right) = kt \quad (4.3.12)$$

La recuperación está dada por:

$$R = \left(\frac{C_0 - C}{C_0}\right) \quad (4.3.13)$$

La recuperación después de un tiempo prolongado de flotación:

$$R_\infty = \left(\frac{C_0 - C_\infty}{C_0}\right) \quad (4.3.14)$$

Dividiendo la ecuación 4.3-13 por la ecuación 4.3-14 y simplificando se tiene:

$$R = R_\infty(1 - e^{-kt}) \quad (4.3.15)$$



Siendo así la única variable independiente; la concentración de material flotante en la celda y todo lo demás se mantiene constante como la concentración de burbujas, concentración de reactivos, operación de las celdas, tamaño y distribución granulométrica. Si bien el número de variables de flotación es muy grande y muchas están fuera del control del operador como la mineralogía, existen otras variables que pueden y deben controlarse porque afectan los resultados de la cinética de flotación y su interpretación como lo son:

- Mantener las condiciones químicas para la flotación selectiva.
- Mantener un equilibrio entre el tamaño de la celda, velocidad del impulsor y velocidad del aire.
- La eliminación del concentrado debe ser constante.
- Los volúmenes de la pulpa y espuma deben mantenerse constantes.

Para cualquier condición dada " $k$ ", es una medida cuantitativa de la probabilidad de que las partículas de una especie se recuperen en la espuma cargada. El valor de " $k$ " puede usarse para comparar diferentes condiciones de flotación y reactivos en una misma celda, o diferentes celdas de flotación donde se trate la misma pulpa. Cada partícula de una especie mineralógica tiene un valor " $k$ " propio en cualquier prueba y las relaciones de estos valores obtenidos es una medida cuantitativa de la selectividad de la operación de flotación.

Gupta y Yan (2016) señalan que el valor de " $k$ " no es una medida de la recuperación de un mineral en una operación, la recuperación es una función de " $k$ " y del tiempo de flotación.

La ecuación de la velocidad de flotación de segundo orden está dada por:

$$C = \frac{C_0}{(1 + C_0 kt)} \quad (4.3.16)$$

Para una recuperación máxima de  $R_\infty$ , se tiene:

$$C = \frac{C_0 + C_\infty(C_0 - C_\infty)kt}{1 + (C_0 - C_\infty)kt} \quad (4.3.17)$$

La recuperación está dada por:

$$R = \frac{R_\infty^2 (k)(t)}{1 + R_\infty(k)(t)} \quad (4.3.18)$$

Cuando se considera una operación continua de una sola celda en condiciones estables, entonces  $d_C/d_t = 0$  por lo tanto la ecuación de la flotación por lotes no es aplicable. A partir de una alimentación de cantidad y calidad constante, la celda produce un concentrado y colas cuyas características tampoco cambian durante el tiempo de residencia. Para dicha celda, la constante de velocidad se define mediante la siguiente ecuación:

$$k = \frac{\text{velocidad de flotación (masa/unidad de tiempo)}}{\text{masa de material flotante remanente en la celda}} = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(T)}} \quad (4.3.19)$$

Donde:

$M_{S(C)}$ : Masa del concentrado sólido.

$M_{S(T)}$ : Masa de material flotante en las colas.

De esta forma se tiene:

$$K\lambda = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(T)}} \quad (4.3.20)$$

Donde  $\lambda$  es el tiempo de residencia nominal de la pulpa en la celda (volumen de caudal/caudal de colas). La recuperación en la celda está dada por:

$$R = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(F)}} = \frac{M_{S(C)}}{M_{S(T)}} \left( \frac{M_{S(T)}}{M_{S(F)}} \right) = \frac{K\lambda}{1 + K\lambda} \quad (4.3.21)$$

Donde  $M_{S(F)}$  es la alimentación del material flotante a la celda.

Cuando se trata de celdas en serie se tiene la característica que el volumen de concentrado recuperado de cada celda es pequeño en comparación con el flujo total.

La recuperación en la primera celda será:

$$R = \frac{M_{S(C)} \text{ de la celda 1}}{M_{S(F)}} \quad (4.3.22)$$

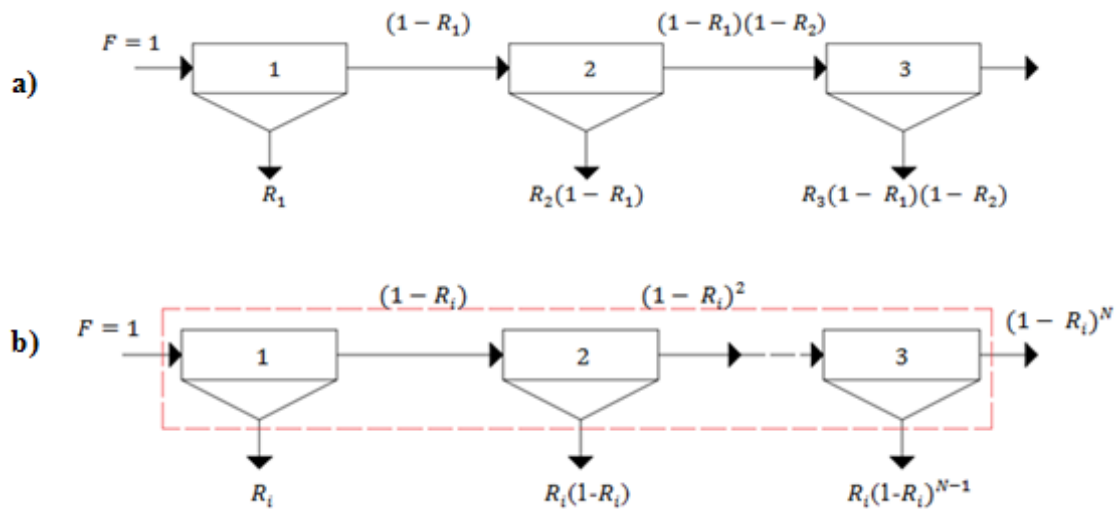
La recuperación en la segunda celda desde la alimentación, está dada por:

$$R = \frac{M_{S(C)} \text{ de la celda 2}}{M_{S(F)} \text{ de la celda 1}} \quad (4.3.23)$$

La recuperación de la celda 2 en término de la alimentación original de la celda uno es:

$$R = \frac{M_{S(C)} \text{ de la celda 2}}{M_{S(F)}} \quad (4.3.24)$$

El cálculo de la recuperación en bancos se muestra en la Figura 4.3-81. Considerando la velocidad de alimentación en masa del banco como la unidad ( $F=1$ ) como base, los flujos de masa alrededor de cada celda se calculan en función de la recuperación de la celda subsiguiente. En la Figura 4.3-84 (a) se muestra los flujos de masa para tres celdas y en la Figura 4.3-81 (b) se da la solución general para "N" celdas para el caso en que todas las recuperaciones de la celda son iguales " $R_i$ ".



**Figura 4. 3-84** Flujo de masa a lo largo de un banco de celdas. Adaptado de Wills y Finch (2016).

La recuperación del total del banco está dada por la suma de los flujos de masa de las celdas individuales (desde  $F = 1$ , los flujos de masa son equivalentes a los porcentajes de recuperación). En el caso (b) donde todas las celdas tienen una misma recuperación ( $R_i$ ), la recuperación del banco puede derivarse directamente por un balance de masa alrededor del banco:

$$R = 1 - (1 - R_i)^N \quad (4.3.25)$$

El tiempo de residencia efectivo en el banco está dado por:

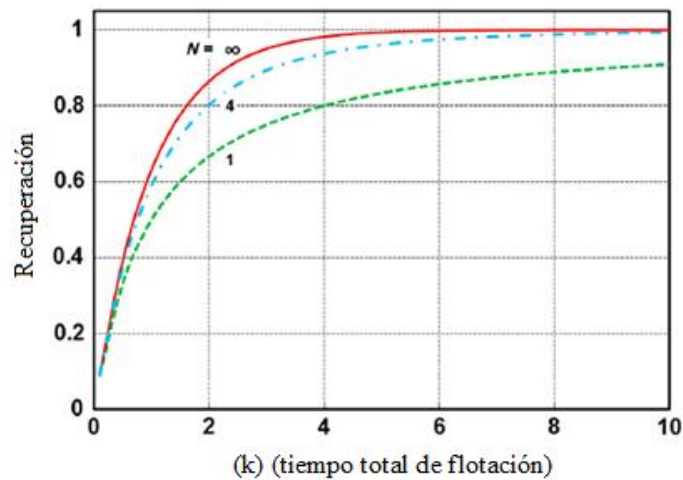
$$t_R = \frac{\ln(1 + k\lambda)}{k} \quad (4.3.26)$$

Para una celda continua donde  $N= 1$ :

$$\frac{R}{(1 - R)} = k\lambda \quad (4.3.27)$$

El hecho de asumir una recuperación igual en cada celda proporciona una solución simple, se considera una recuperación igual cuando todas las celdas tienen la misma selectividad.

Los bancos dan una ventaja en la recuperación sobre una celda individual de gran tamaño permitiendo tener una selectividad alta en cada celda. En la Figura 4.3-85 se muestra la comparativa de la recuperación en un banco de cuatro celdas y el de una celda individual esta suposición sugiere que la implementación de un banco de cuatro o cinco celdas es suficiente para una correcta operación. Para conservar la ventaja de recuperación en un banco, es necesario mantener un número mínimo de celdas en el banco, al menos cuatro y hasta un máximo de seis a ocho (Wills y Finch, 2016).



**Figura 4. 3-85** Recuperación de un banco de flotación en función del número de celdas. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Gupta y Yan (2016) indican que la velocidad de flotación se ve afectada por la velocidad del impulsor, flujo del aire, tamaño de las partículas y el correcto acondicionamiento de los reactivos.

### Ejemplo 4.3.1

En un laboratorio metalúrgico se realizó una prueba de flotación de carbón. Se empleó como colector queroseno (H1) y como promotor ditiofosfato (DP). Los concentrados fueron recolectados en diferentes intervalos de tiempo de 0.5 hasta 3 minutos, luego un concentrado final a los 7 minutos. Posteriormente los concentrados se secaron, se pesaron y luego se analizaron para determinar el contenido de ceniza. A partir de los datos proporcionados en las siguientes tablas, calcular la constante de velocidad de flotación del carbón para las dos variantes durante la flotación.

**Tabla Ejemplo 4.3.1 - 1**

Datos de las pruebas de flotación de carbón.

Tiempo, min.	Masa (g)	Contenido de ceniza (%)	Tiempo, min.	Masa (g)	Contenido de ceniza (%)
0	461.8	58.5	0	456.4	58.7
0.5	43.6	13.2	0.5	56.5	21.2
1	18.3	15.1	1	30.9	26
1.5	11.9	18.1	1.5	30.3	25.7
2	10.3	14.7	2	23.6	26.8
2.5	5.4	15	2.5	17.3	28.6
3	4.7	13.7	3	13.3	27.3
7	17.5	12.8	7	21.1	31
Colas	350.1	72.6	Colas	263.3	83.1
Volumen de la celda: 250 ml					

### Solución.

El porcentaje de carbón se calcula a partir del contenido de cenizas:

$$\text{Contenido de carbón} = 100 \% - \% \text{ de cenizas.}$$

La concentración inicial ( $C_0$ ) en el caso del colector H1 se da como:

$$C_0 = \frac{\text{masa de carbón en la alimentación}}{\text{volumen de la celda}} = \frac{461.8(100 - 58.5)}{250(100)} = 0.767 \text{ g/mL}$$

La concentración en la celda después del primer minuto es:

$$C = \frac{[461.8(100 - 58.5)] - [43.6(100 - 13.2)]}{250(100)} = 0.615 \text{ g/mL}$$

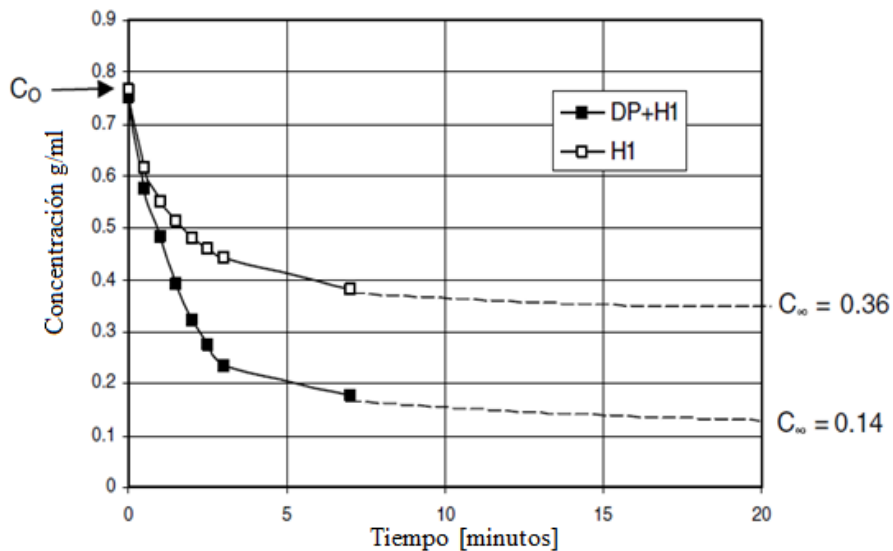
De manera similar se realiza para los diferentes tiempos, obteniendo la siguiente tabla.

**Tabla Ejemplo 4.3.1 - 2**  
Tiempos de flotación de cada colector.

Tiempo, min.	C (g/mL)	
	H1	DP/H1
0	0.767	0.753
0.5	0.615	0.575
1	0.554	0.484
1.5	0.514	0.394
2	0.479	0.325
2.5	0.461	0.275
3	0.444	0.236
7	0.383	0.178

Posteriormente se estima las concentraciones infinitas ( $C_\infty$ ) para cada prueba.

1. Se traza la concentración frente al tiempo de flotación, obteniendo el siguiente gráfico.



**Figura Ejemplo 4.3.1 - 1** Cinética de las pruebas de flotación de carbón. Adaptado de Gupta y Yan (2006).

Se obtiene a partir del gráfico los valores de  $C_\infty$  para ambas pruebas:

H1;  $C_\infty = 0.36$

DP/H1;  $C_\infty = 0.14$

Ahora para determinar el orden de la cinética y determinar las constantes de velocidad. Las relaciones de concentración se calculan:

Para la prueba con H1:

Tiempo;  $t = 0.5 \text{ min.}$

$$\frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty} = \frac{0.767 - 0.36}{0.615 - 0.36} = 1.60$$

$$\ln[1.60] = 0.47$$

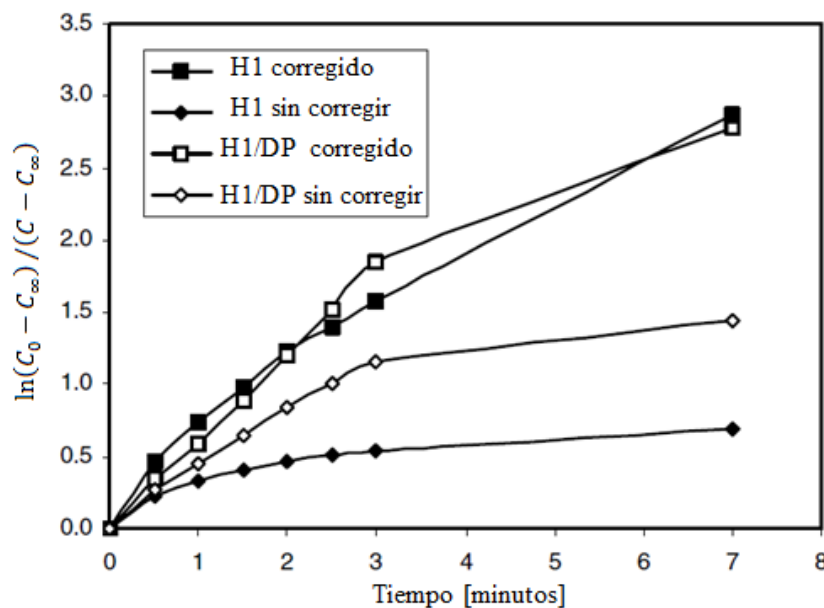
Repetiendo estos cálculos para cada prueba se tiene las siguientes tablas. Las últimas columnas de esta tabla se calculan tomando como base el carbón total en la celda en lugar del carbón flotante.

**Tabla Ejemplo 4.3.1 - 3**  
Carbón total en la celda

Tiempo, min.	$\frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty}$	$\ln \left[ \frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty} \right]$	$C_0/C$	$\ln[C_0/C]$
0	1.00	0.00	1.00	0.00
0.5	1.60	0.47	1.25	0.22
1	2.10	0.74	1.39	0.33
1.5	2.64	0.97	1.49	0.40
2	3.42	1.23	1.60	0.47
2.5	4.05	1.40	1.67	0.51
3	4.84	1.58	1.73	0.55
7	17.64	2.87	2.00	0.69

Para el primer orden, se traza las columnas 1 y 3 de acuerdo con la ecuación:

$$\ln \left( \frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty} \right) = kt$$



**Figura Ejemplo 4.3.1 - 2** Curvas corregidas de primer orden flotación. Adaptado de Gupta y Yan (2006).

Para el segundo orden se trazan las columnas 1 y 2 de acuerdo con la ecuación:

$$\frac{C_o - C_\infty}{C - C_\infty} = 1 + (C_o - C_\infty)kt$$

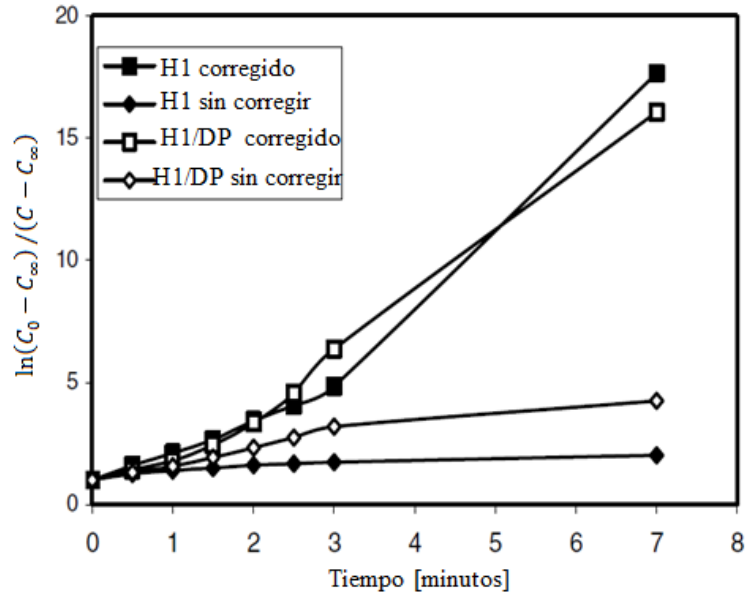


Figura Ejemplo 4.3.1 - 3 Curvas corregidas de segundo orden de flotación. Adaptado de Gupta y Yan (2006).

En la gráfica de primer orden se muestra, el reactivo DP/H1 tiene una velocidad constante aproximadamente el doble que la prueba H1 en la concentración no corregida. Cuando se aplica la corrección para carbón no flotante (contenido de la celda en un tiempo infinito), los dos reactivos dan una velocidad constante similar.

Para el cálculo de la velocidad de flotación se considere siempre el material flotante. La diferencia entre los dos reactivos en este caso no es el efecto sobre la velocidad de flotación del carbón, sino el efecto sobre una recuperación infinita, que es 80 % y 53 % para los reactivos DP/H1 y H1, respectivamente. El mismo efecto se muestra en la concentración de la gráfica de segundo orden.

En ninguna de las gráficas se muestra una línea recta perfecta como para determinar la constante de cinética de flotación. Empleando el gráfico de primer orden, la regresión lineal otorga los siguientes datos:

$$K_{H1} = 0.4628/min$$

$$K_{DP/H1} = 0.4632/min$$

Empleando el gráfico de segundo orden, la regresión lineal otorga los siguientes datos:

$$K_{H1} = 4.94/min$$

$$K_{DP/H1} = 3.14/min$$

### Ejemplo 4.3.2

Considere el tratamiento de un mineral que contiene 5 tph de pirita y 95 tph de cuarzo, el mineral se alimenta a un banco de celdas donde el tiempo de retención en cada celda es de 2 minutos.

Se toman muestras de la alimentación, el concentrado y las colas de cualquier celda, con esta información se calcularon las recuperaciones de ambos minerales en la celda desde la alimentación hasta la última celda. Las recuperaciones fueron:

$$R_{pirita}: 37.5\%$$

$$R_{cuarzo}: 3.8\%$$

Determine las constantes de velocidad, recuperaciones, tonelajes y la ley del concentrado.

#### Solución.

Las constantes de velocidad se calculan como:

$$\frac{3.75}{100} = \frac{k\lambda}{1 + k\lambda}$$

$$0.375 (1 + k\lambda) = k\lambda$$

$$0.375 + 0.375 k\lambda = k\lambda$$

$$0.375 = k\lambda(1 - 0.375)$$

$$K_{pirita} = \frac{0.375}{\lambda(1 - 0.375)} = \frac{0.375}{2(0.625)} = 0.30 /min$$

De manera similar para el cuarzo se obtiene;  $K_{cuarzo} = 0.02 min.$

Sustituyendo la constante de velocidad en la ecuación:

$$R = 1 - (1 + K\lambda)^{-N}$$

Se estima la recuperación para “N2” número de celdas en un banco.

Por ejemplo, para seis celdas en series, las recuperaciones serían:

$$R_{pirita} = 1 - (1 + 0.30(2))^{-6} = 0.94 \approx 94 \%$$

$$R_{cuarzo} = 1 - (1 + 0.02(2))^{-6} = 0.209 \approx 21 \%$$

Los tonelajes de los minerales en el concentrado serían:

$$Q_{pirita} = 5.0(94\%) = 4.70 t/h$$

$$Q_{cuarzo} = 95(21\%) = 19.92 t/h$$

La ley del concentrado sería:

$$\% \text{ pirita} = \frac{4.70}{24.62} (100) = 19.1 \%$$



Nelson et al. (2002) define al tiempo de residencia como el tiempo en que una unidad de volumen tarda en recorrer un proceso o máquina. El tiempo de residencia requerido para un determinado proceso de flotación se determina a partir de pruebas de laboratorio. Los datos de laboratorio se utilizan para calcular los parámetros de un modelo cinético.

Cuando se conoce el tiempo de residencia requerido, la capacidad de flotación se determina mediante:

$$C = Q_{pulp}(R) \quad (4.3.28)$$

Donde:

C: Capacidad de flotación requerida,  $m^3$ .

$Q_{pulp}$ : Caudal volumétrico de pulpa,  $m^3/min$ .

R: Tiempo de residencia requerido, min.

Para este cálculo, la velocidad de alimentación de sólidos al molino, gravedad específica de los sólidos y densidad de la pulpa se utilizan para calcular el flujo volumétrico de la pulpa. El volumen efectivo de la celda se puede estimar con la siguiente expresión:

$$\mathcal{T} = V_{eff}/Q_{pulp} \quad (4.3.29)$$

Donde:

$\mathcal{T}$ : Tiempo de residencia teórico, min.

$V_{eff}$ : Volumen efectivo de la celda,  $m^3$ .

El volumen efectivo de una celda debe restar el volumen de la capa de espuma y de los componentes internos de la celda. También debe tener en cuenta la retención de aire, que es la cantidad de aire suspendido en la pulpa durante el funcionamiento de la celda.

#### 4.3.5.1 PRUEBAS DE LABORATORIO

Gupta y Yan (2016) mencionan que la técnica que involucra las pruebas de flotación por lotes se lleva a cabo para verificar el modelo cinético de flotación que involucra la recolección del concentrado a intervalos cuidadosamente cronometrados, secado del concentrado, análisis del concentrado y colas. El cálculo de los valores de  $C_0$ ,  $C^\infty$  y diversos valores de C para los diferentes tiempos de flotación en cada lote, y trazar:

$$\ln \left( \frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty} \right); \text{ para un t de primer orden.}$$

$$\left( \frac{C_0 - C_\infty}{C - C_\infty} \right); \text{ para un t de segundo orden.}$$

Las pruebas de flotación por lotes tienen muchas desventajas en comparación con una celda industrial, algunas de las desventajas son:

- La concentración de la mena flotante en las celdas industriales se puede determinar en cualquier tiempo "t" con la diferencia de masas en la alimentación y el concentrado. El mineral que flota debe retirarse inmediatamente, de lo contrario puede formar parte del material no flotante. Esta eliminación inmediata físicamente es imposible cuando se produce una flotación rápida otorgando datos poco precisos del concentrado obtenidos en determinado tiempo.

- Para obtener resultados precisos es necesario realizar cambios rápidos de las bandejas de concentrado durante el tiempo de la prueba, esta característica puede acarrear errores en la recuperación en una incorrecta operación.
- En las celdas industriales se tiene un contenido de agua constante, en las pruebas el nivel de pulpa en la celda disminuye continuamente cada vez que se recupera el concentrado cambiando la dilución de la pulpa.
- Las características de aireación y agitación de la celda pueden variar con la disminución del volumen de pulpa. Es recomendable que el nivel de pulpa se mantenga constante durante la prueba.
- Una problemática típica en el procedimiento por lotes es la dificultad de identificar el tiempo. Existe un lapso de tiempo entre encender el aire en una celda, formación y eliminación del concentrado acarrear errores de medición.

Actualmente existen diferentes celdas de flotación a nivel laboratorio que permiten un control en cada prueba eliminando el sesgo por errores con diferentes técnicas, añadiendo controladores, dosificadores de reactivos o paletas mecánicas como en las celdas industriales.

Para mejorar la relación entre las constantes de velocidad a nivel laboratorio y los valores de una planta a nivel industrial, las pruebas de laboratorio se realizan en una celda continua e idealmente en un mínimo de dos celdas en series. Con esto se busca que la alimentación a una celda de flotación continua se mantenga constante que permite que la celda alcance condiciones estables. De esta manera la cantidad y calidad del concentrado no cambiara con el tiempo y se pueden tomar muestras con precisión. Se puede usar dos métodos para variar la concentración de sólidos en la celda:

1. Cambiar la densidad de la pulpa desde la alimentación.
2. Cambiar la velocidad de alimentación.

Cambios en la densidad de la pulpa plantea la necesidad inmediata de variar la adición de los reactivos para producir sistema de flotación óptimo. Cuando una celda logra un estado estacionario (estable) la celda actúa como un mezclador ideal, la nueva alimentación ingresa y se distribuye rápidamente permitiendo una correcta interacción entre burbujas y partículas minerales, se logra con una mezcla uniforme de la pulpa por lo tanto el flujo resulta una muestra representativa del proceso.

Una vez que la muestra se encuentra en un estado estacionario, el flujo del producto no varía con el tiempo solo hasta que la alimentación cambie por algún motivo. Solo cuando se pueden cumplir los requisitos de una técnica continua de flotación (alimentación constante, separación en un estado estacionario y una mezcla ideal) los resultados de las pruebas son mejores que flotación por lotes. Para averiguar esta condición se realiza el muestreo del concentrado en dos intervalos de tiempo consecutivos, si permaneces sin cambios se afirma que el sistema se encuentra estable.

Otro factor a considerar es el volumen de la celda que se encuentra relacionado con la interacción entre partículas y burbujas. Para una sola celda con un volumen " $V$ " la mayoría de las partículas salen de la celda de inmediato en el flujo de las colas en un flujo continuo. Cuando la pulpa se mantiene en tiempos prolongados se reduce el porcentaje de partículas en el flujo de las colas. Al aumentar el número de celdas a 2 y disminuir el volumen de la celda a  $V/2$  para mantener el mismo volumen de la muestra se permite que la pulpa permanezca un más de tiempo en el tanque permitiendo una interacción entre burbujas y partículas de la mena para su flotación. Si el número de celdas aumenta a 50 y el tamaño de las celdas disminuye a  $V/50$ , las partículas pasan más tiempo mezclándose en cada una de las celdas antes de salir. Con esto las partículas tienen el mismo tiempo de residencia y por lo tanto la probabilidad de flotar aumenta en una gran cantidad de celdas pequeñas en comparación con una celda de gran volumen (Gupta y Yan, 2016).

Al igual que en todo proceso debe de existir una relación de costo beneficio que permita la rentabilidad del proyecto. Una correcta selección de los bancos de celdas da una ventaja en la recuperación y en la selectividad del proceso que una celda grande de un volumen total, el número de celdas a emplear, es aquel donde las celdas tengan la misma recuperación (estado estable).

Una solución generalizada independientemente de la magnitud de " $k$ "; es si la constante de velocidad es baja, se compensa seleccionando celdas más grandes para aumentar el tiempo de residencia buscando bancos largos (Wills y Finch, 2016).

La ventaja de celdas de flotación grandes es que reduce el número de equipos a utilizar en la planta de concentración y por lo tanto una reducción en los costos operativos y el capital de inversión. Esta ventaja de las celdas de gran volumen se mantiene al reducir la cantidad de bancos paralelos de celdas pequeñas necesarias para alcanzar el rendimiento de la planta.

En la etapa de diseño existen pocos factores que incentiven a mezclar tamaños de celdas, esto solo depende de las características de la alimentación y las propiedades de flotación. Como se vio anteriormente todas las celdas tienen diferentes características de diseño que permiten diferentes patrones de flujo de la pulpa. Cuando se elige una celda de gran volumen existen menos restricciones para planes de expansión de la planta otorgando flexibilidad al proyecto.

#### 4.3.6 OPERACIÓN DE LAS CELDAS DE FLOTACIÓN

Los factores que afectan la operación de las celdas de flotación son:

1. Velocidad periférica del impulsor.
2. Densidad de pulpa.
3. Altura de la pulpa sobre el impulsor.
4. Diámetro del impulsor y velocidad angular.
5. Espacio libre entre el impulsor y las paletas del estator.

Subba (2016) menciona que el factor más importante es el diámetro del impulsor y su velocidad angular, porque el consumo de aire y los requisitos de potencia de una celda de flotación dependen de este factor. El consumo de energía es aproximadamente proporcional al diámetro y velocidad del rotor.

La cantidad de aire esta relaciona con el diámetro del impulsor:

$$Q = 135D^3 \left[ n^2 - \frac{100}{D} \right] \quad [\text{litros/minuto}] \quad (4.3.30)$$

Donde:

$Q$ : Caudal de aire inyectado consumido por la celda.

$D$ : Diámetro del impulsor en metros.

$n$ : Revoluciones por minuto del impulsor.

En la flotación, las características de aireación y tamaño de burbuja son de gran importancia. El grado de aireación depende del tamaño, número e incluso la distribución de las burbujas de aire en la pulpa. La aireación de la pulpa determina la cinética de flotación, la ley del producto y el consumo de reactivos. Las mejores condiciones de flotación se obtienen con un grado óptimo de aireación. En las celdas de flotación tipo mecánico, el tamaño de burbuja varía de 0.8 -1.0 cm de diámetro, para las celdas neumáticas, el tamaño de burbuja varía de 2.5 – 4.0 mm de diámetro (Subba, 2016).

La cantidad de burbujas en la pulpa es directamente proporcional al volumen de aire que ingresa a la celda e inversamente proporcional a la velocidad del aire que pasa a través de la pulpa, es decir:

$$V = \frac{100(T)(A)}{B} \quad [\text{porcentaje efectivo en la celda}] \quad (4.3.31)$$

Donde:

$V$ : Volumen total de burbujas en una de volumen de pulpa.

$T$ : Tiempo promedio en segundo que tarda en generarse una burbuja en la pulpa.

$F$ : Flujo de aire en  $\text{m}^3/\text{s}$ .

$B$ : Capacidad efectiva del tanque de la celda en metros cúbicos.

**Características de aireación.** Independientemente del tipo de celda que se emplee en la operación, los equipos deben cumplir con dos objetivos principales:

1. Suspensión de las partículas.
2. Aeración de la pulpa.

La suspensión de las partículas es una tarea del impulsor y permite que las celdas sean capaces de mantener los sólidos en suspensión para su interacción con las burbujas. Si el grado de agitación es inadecuado los sólidos se asientan en la base de la celda afectando directamente en el rendimiento de la flotación.

En la teoría una partícula de mineral necesita cierta cantidad de aire para que sea elevada a la zona de espuma. De acuerdo con Segura (2009) encontrar la cantidad de aire para elevar una partícula está dada por el principio de Arquímedes:

$$\text{Vol. Aire} = \text{Vol. Partícula} \left( \frac{G.E. - \rho_f}{\rho_f} \right) \quad (4.3.32)$$

Donde:

$G.E.$  : Gravedad Específica del mineral, g/cc

$\rho_f$ : Densidad de la pulpa, g/cc.

Bajo este principio se tiene la fuerza de atracción burbujas y partículas, la fuerza de levantamiento de la burbuja está dada por:

$$F_a = (\pi \times A)(\gamma)(\text{sen}(\theta)) \quad (4.3.33)$$

$$F_l = \text{Volumen de aire (g)}(\rho_f - \rho_{\text{aire}}) \quad (4.3.34)$$

Donde:

$F_a$ : Fuerza de atracción burbujas – partículas, dinas.

$F_l$ : Fuerza de levantamiento de la burbuja, dinas.

A: Área de contacto de la burbuja (cm).

$\gamma$ : Tensión superficial Agua – Aire (72 dinas/cm).

$\theta$ : Ángulo de contacto.

$\rho_{\text{aire}}$ : Densidad del aire (0.0012 g/cc) y g la aceleración gravitacional (981 cm/s<sup>2</sup>).

Una partícula de mineral flota cuando  $F_a > F_l$ . Si la tensión superficial del sistema agua – aire es baja entonces la fuerza de atracción disminuye y la partícula puede desprenderse de la burbuja antes de llegar a la superficie. La función principal de un espumante es reducir la tensión superficial del agua por lo tanto el espumante reduce la tensión superficial del agua. Algunas fórmulas útiles para el cálculo respecto a las burbujas de un diámetro “D” son:

$$\# \text{ Partículas} = \frac{\text{Sup. Útil Burbujas}}{\text{Área Aparente partícula}} \quad (4.3.35)$$

$$\text{Vol. Burbuja} = \frac{\pi (D^3)}{6} \quad (4.3.36)$$

$$\text{Sup. Burbuja} = \pi \times D^2 \quad (4.3.37)$$

En las celdas una correcta aireación requiere que las burbujas se dispersen en todo el volumen del tanque, además la velocidad del aire debe ser lo suficiente alta, no solo se debe proporcionar suficientes burbujas para permitir el contacto con las partículas también es importante una espuma estable. Para cualquier tamaño de partícula dado, los efectos de la velocidad del impulsor y el diámetro de las burbujas se pueden resumir como:

- Si la velocidad del impulsor es baja, las partículas no se mantienen en suspensión.
- Si la velocidad del impulsor es demasiado baja, la turbulencia en la celda es suficiente para romper el contacto entre las partículas y burbujas, reduciendo la recuperación.
- Si el tamaño de la burbuja es demasiado pequeño, las burbujas pueden no ser capaces de generar la flotabilidad de partículas minerales.
- Si el tamaño de burbuja es demasiado grande, la cantidad de burbujas generadas es reducido, disminuyendo la interacción entre burbujas y partículas.

La cantidad de aire inyectado a la celda generalmente está en el rango de 0.5 – 2 m<sup>3</sup> por minuto. El impulsor se comporta como una bomba y circula la pulpa alrededor de la celda. El caudal volumétrico para un impulsor plano está dado por:

$$Q_{VL} = 0.75wD^3 \quad [m^3/min] \quad (4.3.38)$$

Donde:

$w$ : Velocidad de rotación (revoluciones/min).

$D$ : Diámetro del impulsor, metros.

Esta expresión es aplicable para conocer la circulación de pulpa en la celda, es empleada como una aproximación, pero actualmente depende del diseño del impulsor y la hidrodinámica de la celda.

Actualmente se emplea nitrógeno como sustituto del aire como gas en la flotación esto hace para evitar las interacciones galvánicas entre los sulfuros. El nitrógeno promueve la flotación por xantato de la pirita en relación con otros minerales sulfurados. En general el nitrógeno rompe la interacción galvánica entre la esfalerita y pirita, deprimiendo a la pirita por la formación de oxihidróxidos en la superficie. La eliminación de estas especies hidrofílicas elimina la depresión y abre sitios para la adsorción del colector (Wills y Finch, 2016).

**Características de aireación en columnas de flotación.** La diferencia operativa de las columnas de flotación con las celdas de flotación mecánica es la falta de un impulsor o cualquier otro mecanismo de agitación. El diseño de las columnas debe de garantizar una velocidad controlada de las burbujas para capturar las partículas de minerales. Las condiciones estándares de funcionamiento de las columnas de flotación en términos de velocidades superficiales son:

- Velocidad del gas ( $J_g$ ) que va de 0.5 a 3.0 cm/s.
- Velocidad de alimentación de la pulpa ( $J_p$ ) que va de 0.7 a 2.0 cm/s.
- Velocidad del agua de lavado ( $J_w$ ) que va de 0.1 to 0.8 cm/s.

Es importante que se escale la velocidad del gas en funciones de la altura de la columna para garantizar el contacto de partículas y burbujas con la corrección:

$$J_g = \frac{(P_c)(J_g^*)(\ln(P_s/P_c))}{P_s - P_c} \quad (4.3.39)$$

Donde:

$J_g^*$ : Velocidad del gas en condiciones estándar en la parte superior de la columna.

$P_c$ : Presión absoluta en la parte superior de la columna, Pa

$P_s$ : Presión absoluta en el distribuidor de aire en el fondo de la columna, Pa.

El efecto de la velocidad del gas en la recuperación y ley está en función por el tamaño de la burbuja. El tamaño de las burbujas producidas está determinado por el tipo de sistema de generación de burbujas. La velocidad de las burbujas en una columna de flotación puede ser más alta que la velocidad de la pulpa. Es por eso que las principales características hidrodinámicas y de flotación están determinadas por la velocidad del flujo de aire y método de lavado en la parte superior de la columna.

#### 4.3.6.1 NÚMERO DE CELDAS Y CAPACIDAD

Las características de los circuitos son variables y solo pueden determinarse a partir de los resultados de las pruebas de laboratorio y planta piloto. La estimación de los requisitos de las celdas como el tamaño y número de celdas es fundamental en el diseño de los circuitos, una vez que se deciden los tonelajes, tiempo de residencia y los factores de seguridad.

Las pruebas de laboratorio generalmente se realizan como pruebas por lotes, en donde se deben de tener en cuenta los siguientes puntos:

- La pulpa debe agitarse lo suficiente como para mantener las partículas en suspensión.
- Es importante realizar un correcto acondicionamiento de los minerales con los reactivos durante el tiempo correcto para garantizar el funcionamiento de los colectores.
- Es importante la adición de espumantes en etapas junto con agua de reposición para mantener un constante nivel de la pulpa y una profundidad de la cama de espuma.
- La capacidad de la celda aumenta a medida que aumenta el porcentaje de sólidos, la economía del proceso se logra con un porcentaje de sólidos alto.

De las pruebas de laboratorios es importante obtener la siguiente información:

**Tamaño óptimo de molienda.** Depende no solo de las características de la liberación del mineral, sino también de la flotabilidad. Las partículas excesivamente gruesas serán demasiado grandes para ser elevadas por las burbujas, y las partículas excesivamente finas flotan deficientemente debido a que no interacción con la superficie de las burbujas. El material grueso que puede flotar es de alrededor de  $300\ \mu m$ , mientras que las partículas finas son de  $5\ \mu m$ .

**Adición de reactivos.** Se determina la cantidad de reactivos necesarios y los tiempos apropiados en el circuito para agregar cada reactivo.

**Densidad óptima de la pulpa:** Al realizar diversas pruebas con diferentes densidades de pulpa se determina el mayor rendimiento que permite la rentabilidad del proyecto. Esta información es fundamental para determinar el tamaño y número de celdas para una capacidad deseada.

**Tiempo de residencia.** Es importante tener en cuenta que se requiere más tiempo para la flotación en la planta que en el laboratorio, principalmente debido al mayor tiempo requerido para que las partículas asciendan a través de la celda industrial de mayores dimensiones. Los tiempos de residencia promedio se muestran en la Tabla 4.3-14 y la Tabla 4.13-15.

**Variabilidad el mineral.** Debido a que las propiedades del mineral varían de una zona a otra en el yacimiento es fundamental realizar pruebas con el mineral de las diferentes zonas del depósito mineral.

**Diseño del circuito.** Se debe de determinar el tipo de circuito, el número de celdas por banco, el número de etapas de flotación y las ubicaciones para la recirculación de productos intermedios. El número de celdas por banco depende las características del material que se flotará. En la práctica se han utilizados bancos con 3 celdas o hasta 17 celdas por banco.

**Tabla 4. 3-14**

Tiempos de flotación promedio de algunos minerales.

TIEMPOS DE FLOTACIÓN DE DENVER					
Mena	Tiempo de flotación en minutos	Tiempo de flotación en minutos	Factor de escala	Celdas por banco	Tiempo de flotación por celda en minutos
	Equipo de laboratorio	Etapa de primaria	Celda primaria / equipo laboratorio	Mín. - Máx	Promedio
Barita	4 - 5	8 -10	2	4 - 10	1.25 - 1.33
Carbón	2 -3	3 -5	1.6	3 -6	0.75 - 1.00
Feldespatos	3 - 4	8 -10	2.6	4 -10	1.0 - 1.5
Potasa	2 -3	4 -6	2	4 -8	1.0
Cobre	6 - 8	13 -16	2.1	12 -20	0.93 - 0.94
Plomo	3 -5	6 -8	1.8	4 -10	1.0
Molibdeno	6 -7	14 -20	2.6	12 -20	1.0 - 1.18
Niquel	6 - 7	10 -14	1.9	10 -20	0.83 - 0.88
Tungsteno	5 - 6	8 -12	1.8	6 -12	1.20 - 1.33
Zinc	5 -6	8 -12	1.8	6 -12	1.33

Adaptado de Segura (2009).

**Tabla 4. 3-15**

Tiempos de flotación en celdas industriales y equipos de laboratorio.

Tiempos de Flotación Metso Minerals		
Mena	Tiempo de flotación en celdas industriales primarias , minutos.	Tiempo de flotación en equipo de laboratorio , minutos.
Barita	8 -10	4 -5
Carbón	3 - 5	2 -3
Cobre	13 - 16	6 - 8
Feldespatos	8 -10	3 -4
Plomo	6 -8	3 -5
Molibdeno	14 -20	6 -7
Niquel	10 -14	6 -7
Potasa	4 -6	2 -3
Zinc	8 - 12	5 -6

Adaptado de Segura (2009).

Una práctica común es considerar el volumen efectivo de una celda de flotación del 85 % de su volumen nominal; el resto del volumen es ocupado por el impulsor, difusor y las burbujas de aire que se forman en la parte superior de la celda de flotación. El porcentaje del 85 % incluye un factor de seguridad de 15 %.

Para estimar en número de celdas de acuerdo con Arbiter et al. (1985) emplea la siguiente expresión:

$$NV = Q(T)(E)(X)/24 \tag{4.3.40}$$

Donde:

N: Número de celdas requeridas

V: Volumen efectivo de la celda, ft<sup>3</sup>

Q: Toneladas de sólidos en seco en 24 hrs.

T: Tiempo de residencia, minutos.

E: Expansión de la pulpa por aireación

X: Flujo de pulpa en pies cúbicos por minuto/ tonelada de sólidos secos por hora.



Dos puntos a considerar son:

- El volumen efectivo de la celda, debe incluir el volumen de los mecanismos sumergidos en la celda.
- X depende de la gravedad específica del mineral y contenido de sólidos en peso "P".

$$X = 0.5338 \left[ \frac{1/S+100}{P-1} \right]$$

El 15 % del volumen de pulpa está ocupado por aire por lo tanto  $E = \frac{1}{0.85} = 1.18$ .

Para estimar en número de celdas de acuerdo con Denver emplea la siguiente expresión:

$$N = \frac{W(T)(PC/T)}{24(C)} \quad (4.3.41)$$

Donde:

*N*: Número de celdas requeridas

*C*: Volumen efectivo de la celda,  $ft^3$

*W*: Toneladas de sólidos en 24 hrs.

*T*: Es el tiempo de residencia del circuito, minutos.

*PC/T*: Caudal de la pulpa, pies cúbicos por minuto por tonelada de mineral seco por hora

*P*: Contenido de sólidos en la pulpa

Dos puntos a considerar son:

- 1) El volumen efectivo de la celda, debe incluir el volumen de los mecanismos sumergidos en la celda.
- 2) El caudal de la pulpa depende de la gravedad específica del mineral seco "*DE – S*" y del contenido de sólidos en la pulpa "*P*".

Para obtener el valor de ecuación anterior se puede emplear la tabla de densidades de pulpa propuesta por Denver ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 27](#)).

Denver especifica que la Expresión 4.3-41 no da un margen necesario a un aumento de volumen de la pulpa ocasionado por la aireación. Normalmente las pulpas aireadas tienen un volumen de 10 % a 20 % mayor que el volumen calculado que dan las Tablas de Densidades de Denver. Para las etapas de limpia se considera un 65 % de la etapa primaria. Para estimar el volumen del tanque o grupo de tanques que se requiere para el acondicionamiento de una pulpa, se aplican las siguientes fórmulas:

Para toneladas largas de sólidos:

$$C = \frac{(W)(T)}{40} \left( \frac{R}{L} + \frac{1}{DE - S} \right) \quad (4.3.42)$$

Para toneladas cortas de sólidos:

$$C = \frac{(W)(T)}{45} \left( \frac{R}{L} + \frac{1}{DE - S} \right) \quad (4.3.43)$$

Wills y Finch (2016) indican que el tiempo residencia es fundamental para el cálculo del volumen de la celda. Empleando la siguiente expresión:

$$NV_{eff} = \frac{F}{60} (T)(E)(P) \quad (4.3.44)$$

Donde:

$N$ : Número de celdas en el banco

$V_{eff}$ : Volumen efectivo de celda,  $m^3$

$F$ : Sólidos secos alimentados, toneladas métricas por hora.

$T$ : Tiempo de residencia

$E$ : Factor de expansión para permitir la aireación de la pulpa, es considerado de 1/0.85 generalmente

$P$ : Volumen de pulpa por toneladas de sólidos

Cytec (2002) menciona que la capacidad volumétrica de los tanques acondicionadores y las celdas de flotación necesarias para un tonelaje determinado depende de la densidad de pulpa y los tiempos de residencia requeridos para cada etapa. Cuando se tienen establecidos el tiempo de residencia, tonelaje diario, el adiconamiento de los reactivos, las capacidades volumétricas del tonelaje; el número de celdas requeridas se puede estimar utilizando la expresión:

$$N = \frac{F (T)(V_s)}{C(1,440)} \quad (4.3.45)$$

Donde:

$N$ : Número de celdas

$C$ : Volumen de la celda

$F$ : Toneladas secas alimentadas en 24 hrs.

$T$ : Tiempo de residencia, minutos.

$V_s$ : Volumen de la pulpa por tonelada seca de minera que está dado por:

$$V_s = \frac{1}{P(s)} \quad (4.3.46)$$

$P$ : Porcentaje de sólidos en la pulpa

$S$ : Caudal de la pulpa obtenido de la Tabla de densidades de pulpa.

Malghan (1986) menciona que el diseño del circuito está determinado por la cinética de la flotación, que a su vez está relacionada con la constante de la velocidad de flotación, tamaños de partículas y el grado de liberación de los minerales. La actividad de flotación de un mineral disminuye con las partículas gruesas y ultra finas. En la pulpa se puede identificar dos materiales: un material de flotación rápida en el rango de tamaño medio y material de flotación lenta que comprende de finos y gruesos bloqueados. Las partículas que flotan rápidamente se recuperan en las celdas primarias o en procesos de flotación flash, mientras que la fracción que flota lentamente se recupera en los agotativos con un porcentaje de mineral perdido en las colas.

Los circuitos de flotación selectiva son aquellos que concentran dos o más minerales, estas características permiten una flexibilidad considerable en la configuración del circuito. Cuando se obtienen más de tres concentrados es fundamental una correcta selección de los reactivos de flotación para una correcta operación.

La necesidad de proporcionar una flexibilidad al circuito permite cambiar la configuración del circuito antes cambios en la mineralogía. La flexibilidad del circuito permite realizar cambios en el volumen del flujo de la pulpa, tipo de mineral y ley del mineral. Una de las formas para realizar cambios en el caudal de la pulpa es proporcionar un tanque de almacenamiento / agitación entre el circuito de molienda y la planta de flotación. Este tanque de agitación también se puede usar como tanque de acondicionamiento.

Al diseñar cada banco de flotación, el número de celdas está determinado por las características de la celda mecánica o neumática. El tipo de celda de flotación puede cambiar la configuración del circuito. Actualmente las diferentes celdas que se fabrican permiten diversos circuitos de flotación. Las columnas de flotación son empleadas recientemente en la flotación para la etapa de limpia de minerales sulfurados.

El costo del transporte de concentrado es otro factor que afecta la configuración del circuito. A mayor distancia del transporte de concentrados, mayor es el costo. En estas condiciones es necesario aumentar la densidad de la pulpa de acuerdo a las características del sistema de bombeo.

### Ejemplo 4.3.3

Estimar el número de celdas de flotación que se necesitan para tratar 5,000 toneladas cortas de sólidos en 24 horas cada día, tiene una pulpa con un 25 % de sólidos y 2.7 de densidad específica del mineral. El tiempo de contacto o de tratamiento debe ser de 10 minutos.

#### Solución.

De acuerdo con la fórmula y las Tablas de Denver se tiene:

$$N = \frac{W(T)(PC/T)}{24(C)} = \frac{5000 (10)(1.81)}{24 (C)} = \frac{90500}{24C} = \frac{3770.8}{C}$$

Si la celda que del proveedor tiene capacidades de  $100 \text{ ft}^3$   $C = 100 \text{ ft}^3$ ,  $N = 38$  celdas

### Ejemplo 4.3.4

Estime el volumen de tanques de acondicionamiento y celdas de flotación requeridos para tratar 9,100 toneladas de mineral seco en 24 horas con un 30 % de sólidos de pulpa en peso, con una gravedad específica de mineral de 3.1 y 15 minutos de tiempo de flotación.

#### Solución.

A partir de las Tablas de Densidades de Denver.

$$V_s = \frac{1}{\rho(s)} = \frac{1}{(0.3)(1.255)} = 2.66 \text{ m}^3$$

Esto indica que en  $2.66 \text{ m}^3$  se tiene una tonelada de sólidos. Para el número de celdas de flotación se tiene:

$$N = \frac{(9100)(15)(2.66)}{(1440)(C)} = \frac{252 m^3}{C}$$

El volumen a tratar es de  $252 m^3$  considerando la aeración se considera un factor de 15% se tiene un volumen total de  $290 m^3$ . Si el proveedor oferta celdas de  $29 m^3$  se requiere 10 celdas.

### Ejemplo 4.3.5

Calcule el número de celdas de acuerdo a los datos recopilados de la prueba de flotación: Capacidad 750 tpd de mineral seco, dilución de la pulpa 3:1, densidad del mineral 3.08 y tiempo de flotación 9 minutos.

#### Solución.

Volumen del mineral:  $\frac{750}{3.08} = 244 m^3/dia.$

Volumen del agua:  $(750/1) (3) = 2,250 m^3/dia.$

Volumen de la pulpa:  $244 + 2250 = 2,494 m^3/dia.$

Gasto de la pulpa:

$$2,494 \frac{m^3}{dia} \left( \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \right) \left( \frac{24 \text{ hrs}}{1440 \text{ min}} \right) = 1.73 \frac{m^3}{minuto} = 61 \frac{ft^3}{minuto}$$

Tiempo de flotación 9 minutos:  $61 (9) = 549 ft^3$

Con un factor de seguridad del 20%:  $549(1.20) = 658.8 ft^3.$

Considerando una celda de  $100 ft^3$  el número de celdas es:

$$No. \text{ de celdas} = \frac{Vol. \text{ total a tratar en 24 hrs.}}{Vol. \text{ de la celda}} = \frac{658.8}{100} = 6.58 \text{ celdas} = 7 \text{ celdas}$$

Conocer cuántas celdas por banco se utilizarán depende plenamente de la cinética de flotación y los resultados de las pruebas metalúrgicas. Económicamente hablando también se tiene un límite cuanto más pequeñas son las celdas más se pueden instalar mediante cajas de conexión. Claridge et al. (1989) indican como una regla general en circuitos de flotación, el número máximo de celdas en un banco son:

- Celdas de 50 pies cúbicos un máximo de 10 celdas.
- Celdas de 300 pies cúbicos un máximo de 8 celdas.
- Celdas de 1,000 pies cúbicos un máximo de 4 celdas.
- Celdas de 1,275 pies cúbicos un máximo de 3 celdas.
- Celdas de 1,350 pies cúbicos un máximo de 2 celdas.

No existe un número mínimo establecido de celdas que se pueden usar, pero evitar una sobre saturación de la alimentación de la pulpa circulante se convierte en un factor significativo a medida que se reduce el número de celdas en un banco, por lo tanto, cualquier diseño debe ser analizado con un balance metalúrgico. El número de celdas por banco estará limitado por las consideraciones anteriormente descritas, pero también de los tamaños de celdas disponibles, número de bancos deseados para la flotación paralelos y tiempo de residencia.

Tener varios bancos paralelos es ventajoso para adaptarse a los cambios en la alimentación de la operación y leyes de cabeza para facilitar la flexibilidad del circuito a cambios en el tonelaje. Cuanto mayor es el número de bancos más celdas, canales de lavado, motores, cajas de conexión, cajas de alimentación, cajas de descarga y equipos de control se deben adquirir. El tiempo de residencia requerido en una etapa de flotación dicta algunas combinaciones de números de celdas y volúmenes de celdas en el circuito para cumplir con los requisitos metalúrgicos.

La tendencia en la última década es el desarrollo de celdas de gran volumen basados en la economía del proyecto ofreciendo un menor costo, sin considerar las mejoras metalúrgicas que puede tener estos equipos. Los fabricantes afirman resultados superiores, pero existe poca evidencia en la industria solo se a comprobada su aplicación en minerales con tiempo de residencia bajos. El cambio a tratar grandes tonelajes en las plantas de beneficios con minerales de baja ley obliga a reducir los costos de instalación y operación. La respuesta de los fabricantes fue el desarrollo de celdas de gran volumen, las ventajas de las celdas de gran volumen se enumeran a continuación:

1. Reducción de costos con un menor número de celdas y mecanismos de flotación.
2. Se requiere menores equipos periféricos como bombas, divisores, canales de lavado, cajas de alimentación, descarga y puntos de adición de reactivos.
3. Menor instrumentación y una facilidad para instalar un control automático.
4. Reducción de requisitos de equipos eléctricos.
5. Menor consumo de energía.
6. Supervisión se simplifica.
7. Inventario de repuestos es reducido.
8. Menores costos de mantenimiento.

Cada circuito de flotación se opera de manera diferente. La forma en que se ejecuta cada uno se basa en los parámetros metalúrgicos involucrados y la filosofía de operación del jefe de planta. Cada circuito de flotación tiene un objetivo metalúrgico o un conjunto de objetivos que exclusivo del procesamiento del mineral como lo son ley del concentrado y recuperación de los valores de interés. Regularmente se realizan análisis en línea de esta forma los operadores obtienen datos de la operación para evaluar el proceso. El operador debe usar su conocimiento para inferir si los resultados aceptables en tales casos el operador puede controlar el flujo de la pulpa, aire y reactivos para producir una separación correcta de los minerales.

Algunas variables que afectan el rendimiento de la flotación están fuera del control del operador como el tamaño de partícula y densidad de la pulpa que pueden controlarse en el circuito de molienda. Además, la temperatura de la pulpa de flotación está fuera del control en el concentrador, así como otras variables como la calidad del agua suministrada a la flotación. Teniendo en cuenta lo anterior, el supervisor tiene a su disposición variables controlables para equilibrar el circuito como la densidad de la pulpa, granulometría del mineral, nivel de la pulpa, calidad de las burbujas cargadas, alta de la cama de espuma, control del aire y dosificación de los reactivos.

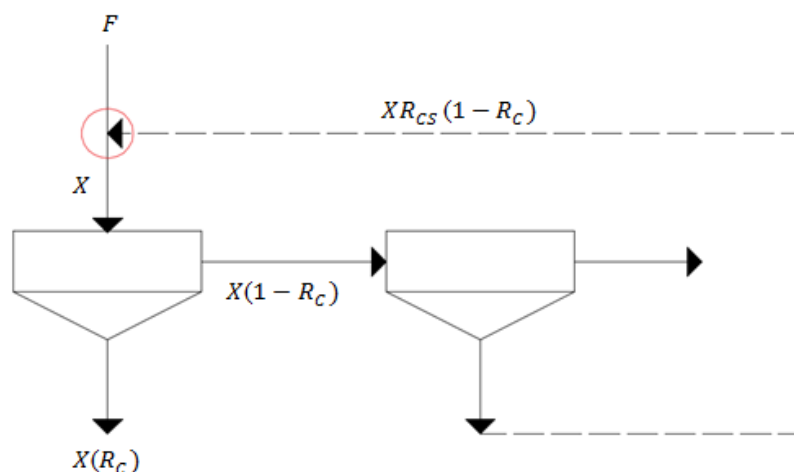
#### 4.3.6.2 RECUPERACIÓN EN CIRCUITOS DE FLOTACIÓN

La combinación de etapas de flotación con recirculación entre las etapas de flotación genera un circuito que permite tener una mayor recuperación y selectividad. En general un circuito proporciona una mejor separación que una operación de una sola etapa.

En la Figura 4.3-86 se muestra un circuito básico que comprende de dos etapas, la segunda es una etapa agotativa de la celda primaria. La recuperación de un circuito se puede resolver por iteraciones. Donde se introduce un flujo de masa de sólidos (secos) de alimentación "X" a medida que el flujo de masa mineral ingresa a la etapa de flotación primaria se tiene una recuperación "R<sub>C</sub>" y en la etapa agotativa se tiene una recuperación "R<sub>CS</sub>". Mediante un balance de masa en el nodo de alimentación, se puede deducir la alimentación del circuito o la recuperación del circuito como:

$$F = X(1 - R_{CS}(1 - R_C)) \quad (4.3.47)$$

$$R_{circuito} = \frac{R_C}{1 - R_{CS}(1 - R_C)} \quad (4.3.48)$$



**Figura 4. 3-86** Flujo de masa de un circuito rougher – scavenger. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Esta solución se denomina como solución analítica, en el diseño de los circuitos de flotación es importante conocer la recuperación de circuito antes de pasar a la etapa de construcción. El proceso de iteración es el siguiente: En un escenario A se selecciona la recuperación en la etapa primaria "R<sub>C</sub>" y se varía la recuperación de la etapa agotativa "R<sub>CS</sub>" empleando la Ecuación 4.3-48 se calcula la recuperación del circuito. Posteriormente en un escenario B, a partir de R<sub>C,A</sub> y R<sub>SC,A</sub> se calcula R<sub>C,B</sub> y R<sub>SC,B</sub> con la expresión para buscar la máxima selección, esto ocurre cuando todas las celdas tienen la misma recuperación teniendo en equilibrio los bancos.

Para reconocer la selectividad del circuito se añade una nueva constante "S" es la relación de la constante de flotación del escenario "B" y "A". El valor para R<sub>C,B</sub> y R<sub>SC,B</sub> se obtiene con:

$$R_B = 1 - (1 - R_A)^{1/S} \quad (4.3.49)$$

Donde “S” varia de 1 a 10 siendo para una separación difícil el valor de  $S = 2$  para una flotación sencilla se tiene un valor de  $S = 10$ . Un ejemplo es la flotación de esfalerita de pirita es una flotación difícil se tiene un valor de  $S = 2 - 3$ . Esta relación entre  $R_B$  y  $R_A$  significa que la celda señala que ninguna celda recupera más que otra, entonces todas las celdas tienen una recuperación diferente. En un primer inicio se puede utilizar un valor de  $S = 5$  para estimar el valor de  $R_{C,B}$  y  $R_{SC,B}$ .

Finalmente, la selectividad del circuito está dado por:

$$SE_{circuito} = R_{circuito,A} - R_{circuito,B} \quad (4.3.50)$$

Al plantear diferentes escenarios el aumento de la selectividad del circuito está relacionado con el aumento de la carga circulante. La carga circulante del escenario “A” está dado por:

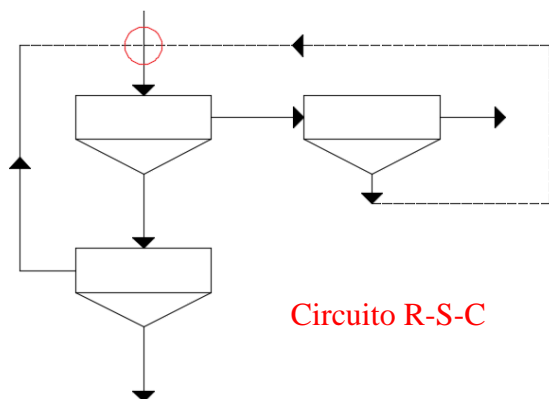
$$CL_A = \frac{R_{CS,A}(1 - R_{C,A})}{1 - R_{CS,A}(1 - R_{C,A})} \quad (4.3.51)$$

La interacción del circuito se sigue hasta que la selectividad es cercana a uno y la carga circulante tiene un valor mínimo, una carga circulante grande significa que se requiere un mayor volumen de las celdas que se traduce en un mayor costo. En la etapa de diseño es importante optimizar el circuito usando una selectividad máxima en cada etapa.

Existen múltiples tipos de circuitos, cada circuito asume una recuperación igual en cada etapa y cuentan con una solución analítica para la recuperación del circuito. Los principales circuitos son:

- Primario – agotativo – limpia (R – S –C).
- Primario – limpia – limpia /agotativo (R – C –CS).
- Primario – 3 etapas de limpia – limpia/agotativo (R - C<sub>3</sub> – CS).
- Primario – agotativo - tres etapas de limpia (R - S - C<sub>3</sub> ).
- Dos etapas de Primario – limpia – limpia /agotativo (R – S – C)<sub>2</sub>.

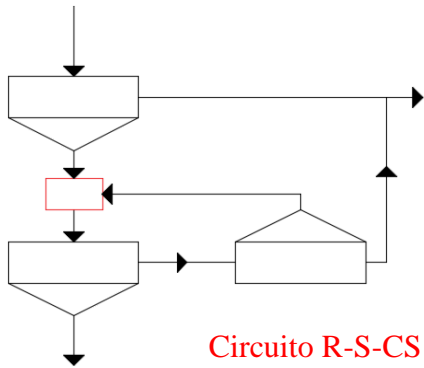
En la Figura 4.3-87 se muestra los circuitos y con su solución analítica de la recuperación del circuito (todas las celdas con una recuperación igual). El circuito R-S-C es un circuito básico para proporcionar una protección al circuito ante cambios en la alimentación, permitiendo un nivel de supervisión manual.



Recuperación circuito R-S-C

$$R_{circuito} = \frac{R^2}{R^2 + (1 - R)^2}$$

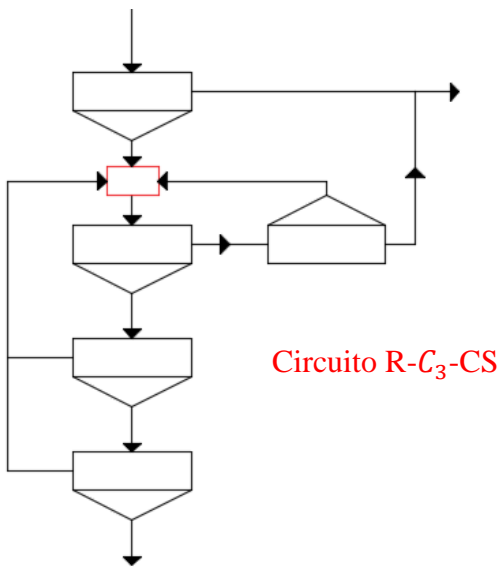
Figura 4. 3-87 Circuitos básicos con su solución analítica. Adaptado de Wills y Finch (2016).



Circuito R-S-CS

Recuperación circuito R-S-CS

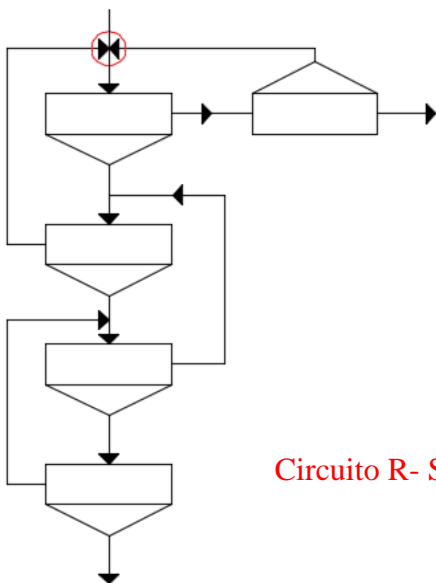
$$R_{circuito} = \frac{R^2}{R + (1 - R)^2}$$



Circuito R-C<sub>3</sub>-CS

Recuperación circuito R-C<sub>3</sub>-CS

$$R_{circuito} = \frac{R^4}{R^3 + (1 - R)^2}$$



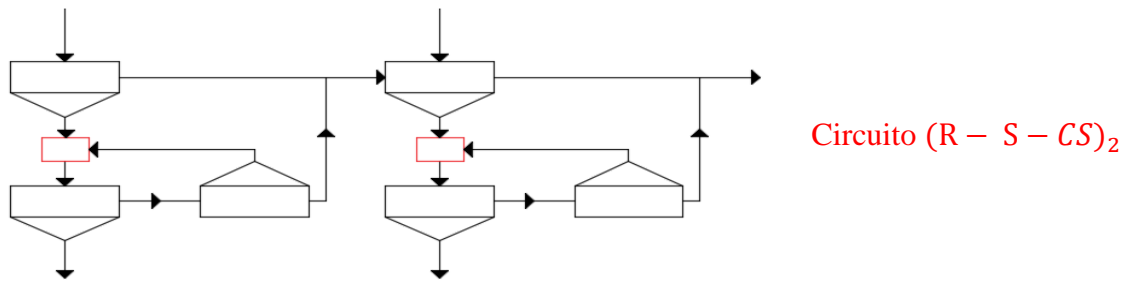
Circuito R-S-C<sub>3</sub>

Recuperación circuito R-S-C<sub>3</sub>

$$R_{circuito} = \frac{R^4}{(R^2 - R + 1)(3R^2 - 3R + 1)}$$

Continuación figura 4. 3-87 Circuitos básicos con su solución analítica. Adaptado de Wills y Finch (2016).





Recuperación circuito (R - S - CS)<sub>2</sub>

$$R_{\text{circuito}} = \frac{R^2(1 - R)}{R + (1 - R)^2}$$

**Continuación 4. 3-87** Circuitos básicos con su solución analítica. Adaptado de Wills y Finch (2016).

El circuito R-C-CS permite aislar la etapa de limpia del bloque de limpia (C-CS) con las colas de la etapa CS que se envía a las colas finales. La etapa primaria tiene una mayor recuperación y el objetivo del bloque de limpia es el elevar la ley. Este circuito permite acciones de control individuales para ambas etapas. En este sentido, el circuito R-C-CS tiene mayor control u operable que el circuito R-S-C, en cada etapa se pueden utilizar equipos de flotación como columnas en la etapa de limpia.

Comparando la recuperación los circuitos, en el circuito R-C-CS es inferior al del R-S-C y es menor la recuperación de limpia, porque no hay una recirculación en la celda primaria. La selectividad es mayor en el circuito R-C-CS que en el circuito R-S-C, además de que el circuito R-C-CS tiene la ventaja de permitir separar minerales complejos.

La remolienda del mineral que contiene partículas bloqueadas es una práctica común, el circuito R-C-CS se abre a un circuito de remolienda y también se puede incluir en un circuito R-S-C combinando el concentrado del agotativo y las colas de las limpias.

El circuito R-C<sub>3</sub>-CS presenta dos etapas de limpia que el circuito R-C-CS con una etapa de limpia 2 y 3 que son combinadas y recircula a la primera etapa de limpia antes de una remolienda. El circuito R-S-C<sub>3</sub> muestra una disposición convencional de flujo contra corriente, este circuito no se adapta para una etapa de re-molienda. La solución analítica de este circuito es compleja por lo que se sugiere una interacción entre las etapas, lo que hace difícil un control.

El último circuito se puede considerar un circuito doble R-C-CS, este circuito permite la adición de reactivos en el segundo circuito para los minerales que flotan lentamente. Esta disposición sirve para recuperar dos minerales, es decir un mineral A y uno B que conforman los circuitos (R-C-CS) A y (R-C-CS) B para concentrarlos por separado.

Esta práctica de repetir circuitos para cada mineral llevando a cabo una flotación bulk. En la Figura 4.3-88 se muestra un circuito de flotación de Cu - Pb - Zn: (a) producir tres concentrados por separado, (b) llevar a cabo una flotación bulk Cu - Pb por separar posteriormente el Cu y Pb para obtener tres concentrados, (c) realizar una flotación bulk para tener un concentrado Zn - Pb para después separarlos y obtener tres concentrados finales, esto se logra combinando circuitos R-S-C y R-C-CS.

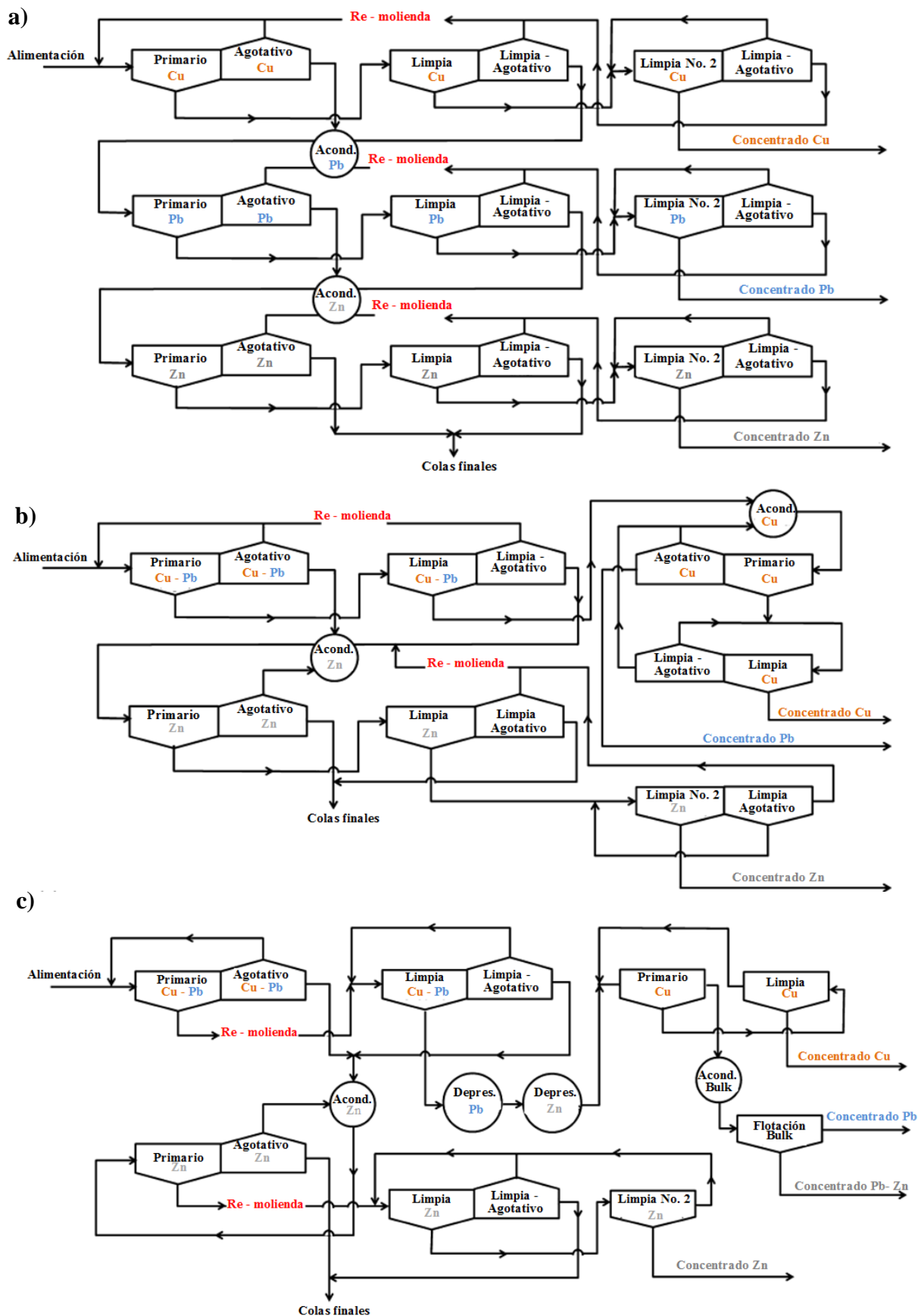


Figura 4. 3-88 Diagrama de flujo de los circuitos de flotación Cu-Pb-Zn típicos. Adaptado de Wills y Finch (2016).

#### 4.3.7 PRÁCTICAS GENERALES EN LA FLOTACIÓN DE MINERALES

Conociendo los reactivos de flotación, equipos de flotación, configuraciones de los circuitos de flotación y los factores a considerar en el diseño del proceso de flotación; es importante conocer algunas prácticas documentadas de la cinética de flotación de minerales sulfurados y no sulfurados.

Actualmente la flotación se utiliza cada vez más en minerales industriales y óxidos por la calidad de los concentrados que demanda la industria un ejemplo es la flotación de fluorita de grado metalúrgico. Sin embargo, la flotación continúa siendo la principal ruta para obtener concentrados de alta pureza de menas metálicas; bajo esta situación se han realizado diversas pruebas para determinar las condiciones óptimas para la flotación de minerales complejos. En este capítulo se abordarán prácticas generales en la flotación de minerales sulfurados y no sulfurados documentados por diversos autores siendo de gran relevancia por ser una guía para establecer circuitos de flotación bulk.

La cinética de flotación de cada especie mineralógica permite su separación, es importante aprovechar las diferencias superficiales de los minerales para obtener concentrados de alta pureza. Durante varios años se ha tratado de entender las propiedades de flotación de minerales con diversas pruebas de laboratorio, algunos autores que otorgaron las bases de la flotación de minerales son Arthur F. Taggart Ingeniero de Minas, Antonie M. Gaudin Ingeniero de Minas y Maurice C. Fuerstenau Ingeniero Metalúrgico por lo cual se han retomado para este capítulo sus obras Flotation (1922), (1962), (1976), (2007) y Chemistry Flotation (1985).

##### 4.3.7.1 FLOTACIÓN DE MINERALES SULFURADOS

Anteriormente se pensaba que los minerales sulfurados tenían una hidrofobicidad inherente, pero ahora solo se restringe a sulfuros como la molibdenita. Los minerales sulfurados se concentran mediante la flotación, estos minerales están compuestos por el anión ( $S^{2-}$ ) y cationes de metales como  $Cu^+$ ,  $Cu^{2+}$ ,  $Pb^{2+}$ ,  $Zn^{2+}$ ,  $Hg^+$ ,  $Sb^{3+}$ ,  $Bi^{3+}$ ; además de iones metálicos de transición, metales nobles como  $Fe^{2+}$ ,  $Co^{2+}$ ,  $Ag^+$  y  $Au^+$  formando minerales complejos donde se debe realizar una flotación selectiva o también llamada flotación bulk.

Cada sulfuro tiene una flotabilidad inducida bajo condiciones favorables de potencial y pH, donde la superficie del mineral se vuelve hidrofóbica por su oxidación en orden descendente algunos sulfuros son: calcopirita > galena > pirrotita > covelita > bornita > esfalerita > pirita > arsenopirita. La flotabilidad de los primeros tres minerales es fuerte en un pH adecuado, mientras que la flotabilidad de los últimos cuatro es débil es decir la covelita flota de manera similar a la bornita dificultando su separación, otro caso es la arsenopirita de la pirita. Antes esto es importante conocer el objetivo y los diferentes reactivos de flotación para poder llevar a cabo una flotación selectiva (Hu et al., 2009).

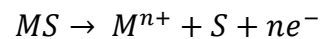
Fuerstenau et al. (1985) indican que un factor importante en la flotación de sulfuros es la presencia de oxígeno, esto se debe a que la presencia de oxígeno en la adsorción de los xantatos es fundamental. Algún investigador ha declarado que la presencia de oxígeno es absolutamente necesaria para la adsorción de xantato en la red cristalina de los sulfuros, mientras que otros han encontrado que la presencia de una cantidad alta de oxígeno lleva a la formación de una monocapa de tiosulfato que perjudica la adsorción de los xantatos.

Hu et al. (2009) afirman que la presencia de oxígeno como componente catódico es indispensable para la reacción electroquímica en la superficie de los sulfuros. Los productos de oxidación del mineral se ven afectados por el potencial de oxidación de la pulpa, así como el tiempo de residencia. Un ejemplo, es la galena donde se estudió que en un potencial bajo se lleva a cabo la oxidación de la superficie del mineral y produce una capa de azufre elemental que permite una flotación sin algún colector. Con un potencial alto, la superficie de galena se oxida para producir sulfato de plomo a pH 6, tiosulfato de plomo a un pH 9 e hidróxido y sulfato de plomo a un pH > 12.

En general la velocidad de oxidación de los minerales sulfurados es rápida a un alto potencial que aún bajo potencial, por lo tanto, resulta importante conocer PCC de los minerales. La velocidad de oxidación de los sulfuros tiene el siguiente orden pirrotita > pirita > calcopirita > esfalerita > galena. La reducción de oxígeno como proceso catódico es esencial para la reacción electroquímica en la superficie de sulfuros y es diferente para cada mineral (Hu et al., 2009; Fuerstenau et al., 1985).

Fuerstenau et al. (1985) mencionan dos fenómenos al observar la adsorción de varios xantatos en galena: (1) la adsorción es independiente del pH y (2) la adsorción ocurre a valores altos de pH, esto indica solo que el ion xantato en lugar del ácido xantato es la especie activa en el sistema xantato y iones metálicos en la superficie mineral. Para comprender el fenómeno de flotación de cada mineral es importante conocer los fenómenos electroquímicos de los sistemas de sulfuros.

Los productos de la oxidación de la superficie mineral tienen un control en la hidrofobicidad de la superficie y por lo tanto en la flotación. La oxidación inicial de los sulfuros en una solución ácida corresponde a la siguiente reacción:

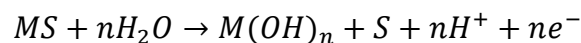


Donde la energía libre estándar de la reacción:

$$\Delta G^0_{reacción} = \sum n\Delta G_f^{\circ}(productos) - \sum m\Delta G_f^{\circ}(reactivos) \quad (4.3.52)$$

$$\Delta G^0_{reacción} = n\Delta G_f^{\circ}(M) + \Delta G_f^{\circ}(S) - [\Delta G_f^{\circ}(MS)] \quad (4.3.53)$$

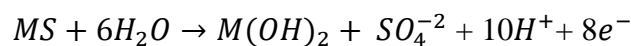
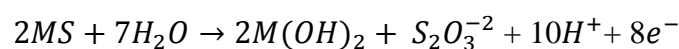
Mientras que la oxidación de sulfuros en una solución alcalina o neutra es:



La energía libre de esta reacción, está dada por:

$$\Delta G^0_{reacción} = [n\Delta G_f^{\circ}(H) + \Delta G_f^{\circ}(S) + \Delta G_f^{\circ}(M(OH)_n)] - [n\Delta G_f^{\circ}(H_2O) + \Delta G_f^{\circ}(MS)] \quad (4.3.54)$$

En algunos casos las reacciones de oxidación pueden conducir a la producción de especies de oxi-azufre:



El producto de la oxidación de las reacciones anteriores determina el comportamiento de la flotación. De esta forma, la característica hidrofóbica de un mineral sulfurado se debe al azufre elemental producido en las reacciones en una solución ácida o alcalina, cuyo potencial define el límite inferior de potencial en el que comienza la flotación de un mineral sin un colector.

Sin embargo, la oxidación de las reacciones que producen especies oxi-azufre define el límite superior del potencial al cual cesa la flotación del mineral sulfurado. Por lo tanto, se puede obtener las relaciones de potenciales de oxidación de la superficie del mineral para producir azufre elemental en la flotación y para producir tiosulfato para deprimir el mineral sulfurado

El potencial redox se utiliza para describir la capacidad reductora u oxidante general de un sistema. El potencial reducción – oxidación se mide en milivoltios en relación con un electrodo de hidrógeno estándar. Cuando la reacción de media celda se escribe como una reacción de reducción por ejemplo:



La energía libre de la reacción es ligada a la transferencia de electrones. La transferencia de electrones, está vinculada a un potencial o voltaje electroquímico. La relación entre la energía libre y el potencial electroquímico:

$$\Delta G_r^\circ = -nFE^\circ \quad (4.3.57)$$

La energía libre se puede convertir en potencial electroquímico para reacciones que implican la transferencia de electrones. La relación entre la energía potencial y libre da como resultado:

$$E = E^\circ - \frac{RT}{nF} \ln Q \quad (4.3.58)$$

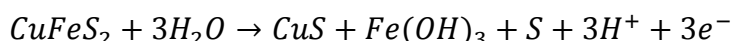
Esta ecuación se conoce como Ecuación de Nernst. Reescribiendo para la reacción de reducción para determinar potencial de oxidación es:

$$E_h = E^\circ - \frac{2.303RT}{F} \log \left[ \frac{a_{M^{n+}}}{a_M} \right]$$

Donde R es la constante de los gases (8.314 joules  $K^{-1} \cdot mol^{-1}$ ), T es la temperatura absoluta en K y F es la constante de Faraday (96,485 C/mol).

La naturaleza hidrofóbica de los sulfuros para la flotación sin un colector por la formación de una monocapa de azufre elemental en pocas situaciones se cumple por las diferentes especies presentes en un mineral complejo.

Hu et al. (2009) estudiaron que la calcopirita en un medio alcalino presenta en su superficie azufre elemental.

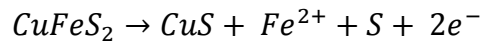


$$\Delta G^\circ = 155.79 \text{ (kJ/mol)}$$

$$E^\circ = 0.536 \text{ (V)}$$

$$E_h = 0.536 - 0.059 \text{ (pH)}$$

En un medio ácido débil se tiene:



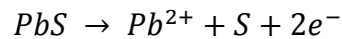
$$\Delta G^0 = 53.2 \text{ (kJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.276 \text{ V}$$

$$E_h = 0.276 + 0.295 \lg [Fe^{2+}]$$

De esta forma se espera la formación de azufre en la superficie de la calcopirita ocurra a 0.15 V a un pH de 6 y se deprima suponiendo  $[Fe^{2+}] = 10^{-4} \text{ mol/L}$ , esto ocurriría a 0.08 V a un pH de 8 y -0.1 V a un pH = 11 permitirían su flotación sin algún colector dentro de estas regiones.

De acuerdo con Hu et al. (2009) la galena en un medio ácido presenta en su superficie azufre elemental.

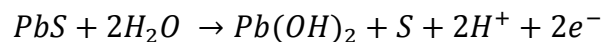


$$\Delta G^0 = 68.315 \text{ (kJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.354 \text{ V}$$

$$E_h = 0.354 + 0.0295 \log [Pb^{2+}]$$

En un medio débilmente alcalino.

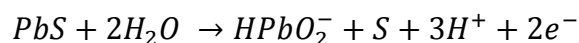


$$\Delta G^0 = 146.085 \text{ (kJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.757 \text{ V}$$

$$E_h = 0.757 + 0.059pH$$

En un medio alcalino.



$$\Delta G^0 = 228.102 \text{ (kJ/mol)}$$

$$E^0 = 1.182 \text{ V}$$

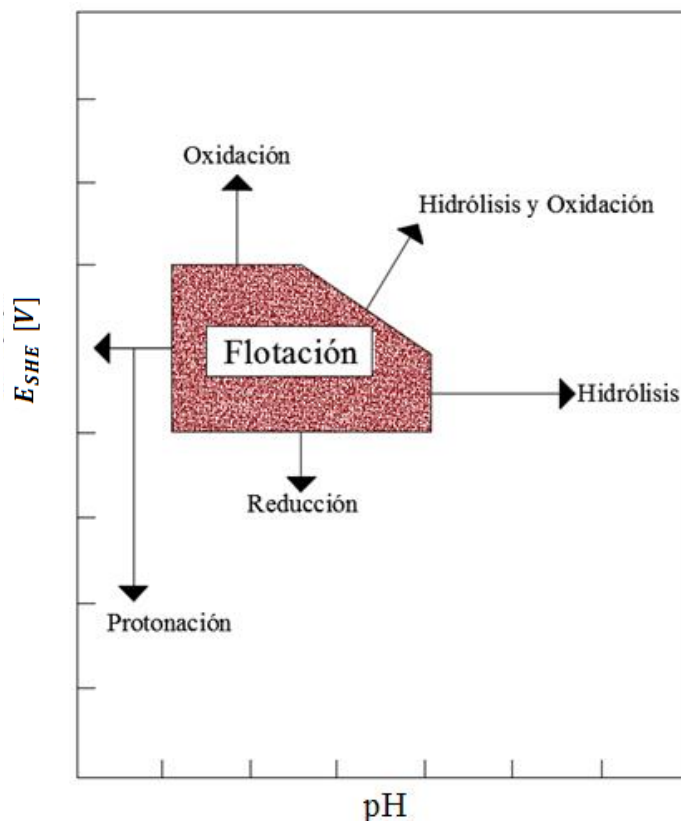
$$E_h = 1.064 + 0.0885pH$$

De esta forma el potencial de reacción que produce azufre elemental en la superficie de la galena es 0.24 V a un pH 6, también a 0.28 V a un pH de 8 y a un 0.1 V con un pH de 11 con una concentración de  $10^{-4} \text{ mol/L}$  de las especies disueltas. Estas regiones permitirían su flotación sin algún colector.

A partir de estos fenómenos electroquímicos se obtienen diagramas  $E_h$ - pH que son un método para ilustrar las relaciones de equilibrio entre especies para entender los sistemas de flotación. Estos diagramas se construyen basándose en las reacciones de las especies, considerando una concentración de  $10^{-4} \text{ mol/L}$  y considerando el azufre elemental como una fase estable, evitando que se forme tiosulfato o sulfatos a potenciales altos (Hu et al., 2009).

La concentración de iones metálicos en solución depende de las características de oxidación del mineral en función del pH. Se acostumbra representar los datos termodinámicos de un mineral en solución en diagramas  $E_h$ - pH. Estos diagramas muestran la estabilidad de las diferentes especies, en la Figura 4.3-86 se esquematiza un diagrama que ilustra una región de estabilidad de una sal metal – tiol y las rutas por las cuales puede descomponerse. La región de estabilidad de la sal representa condiciones termodinámicas en las que un mineral puede flotar. Fuera de la región sombreada, la sal metálica es inestable y se espera que se descomponga por oxidación, reducción, protonación o reacción de hidrólisis. El potencial y las condiciones de pH por las cuales el colector no podría interactuar con el mineral se muestran en la Figura 4.3-89.

La ubicación de los límites de estabilidad de las especies en el diagrama  $E_h$ - pH; ejemplifica el tamaño del dominio de cada especie en función de la concentración de las especies.



**Figura 4. 3-89** Dominios de estabilidad de una especie sulfurada. Adaptado de Parekh y Miller (1999).

El efecto de la concentración de un colector en una zona de estabilidad de la sal metálica se puede ver en un diagrama  $E_h$ - pH en el que  $E_h$  se representa en función de la concentración del colector. El diagrama de  $E_h$ - pH también puede ser trazado para los depresores de flotación para discutir el efecto de los iones en la depresión de la flotación. Un ejemplo es el efecto de los iones ferrocianuro (Figura 4.3-90) donde el área sombreada muestra las condiciones de  $E_h$ - pH donde es probable que ocurra la depresión por ferrocianuro.

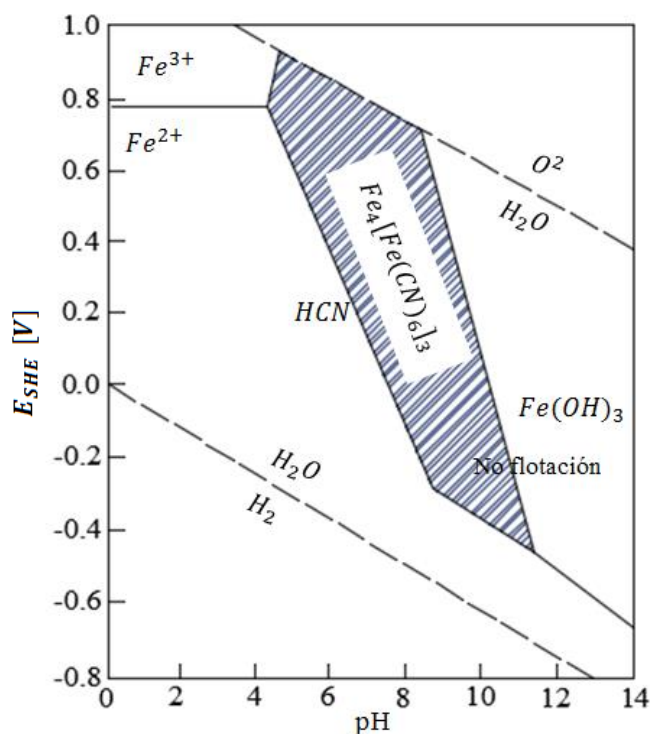
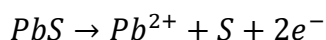


Figura 4.3-90 Dominio de iones de ferrocianuro. Adaptado de Parekh y Miller (1999).

### Ejemplo 4.3.6

Diagrama de  $E_h - pH$  de la galena.

1. Se determinan las especies y semi reacciones que podrían producir azufre elemental en la galena, y las que implican una oxidación progresiva de los productos.
2. Para la galena, las reacciones que producen azufre elemental son:



Donde se obtiene:

$$\Delta G^0 = 68.315 \text{ (KJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.354 \text{ V}$$

$$E_h = 0.354 + 0.0295 \lg [Pb^{2+}] = 0.236 \text{ V}$$

En un medio alcalino débil:





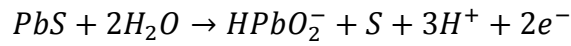
Donde:

$$\Delta G^0 = 146.085 \text{ (KJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.757 \text{ V}$$

$$E_h = 0.757 + 0.059pH$$

En un medio alcalino:



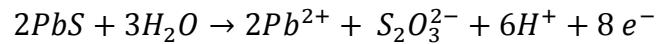
Donde:

$$\Delta G^0 = 228.102 \text{ (KJ/mol)}$$

$$E^0 = 1.182 \text{ V}$$

$$E_h = 1.064 + 0.0885pH$$

3. Para la galena, las reacciones que no producen especies hidrofóbicas son:

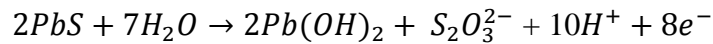


Donde se obtiene:

$$\Delta G^0 = 316.101 \text{ (KJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.409 \text{ V}$$

$$E_h = 0.32 - 0.044pH$$

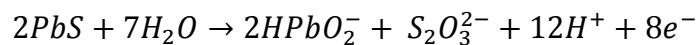


Donde se obtiene:

$$\Delta G^0 = 471.643 \text{ (KJ/mol)}$$

$$E^0 = 0.611 \text{ V}$$

$$E_h = 0.581 - 0.0737pH$$



Donde se obtiene:

$$\Delta G^0 = 635.675 \text{ (KJ/mol)}$$

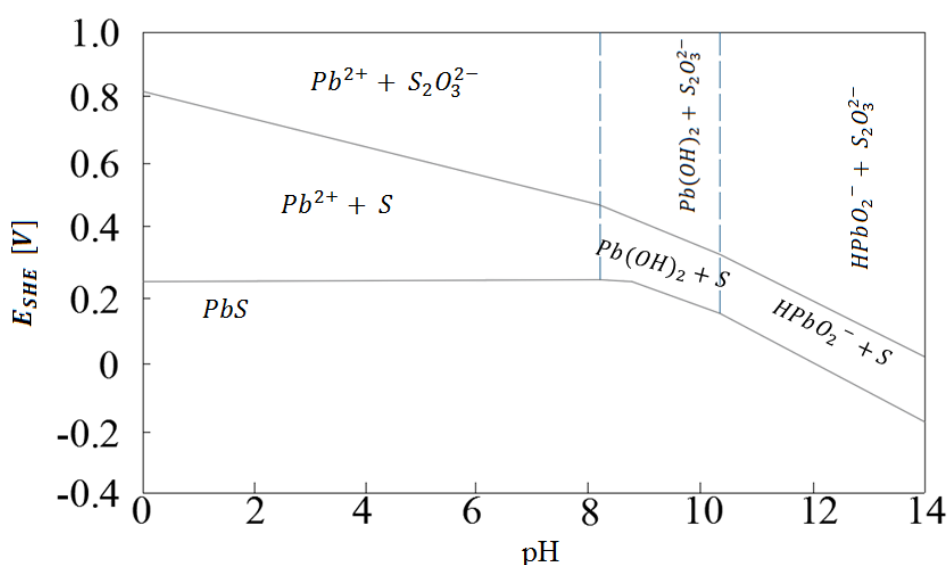
$$E^0 = 0.823 \text{ V}$$

$$E_h = 0.734 - 0.0885pH$$

El diagrama  $E_h - pH$  de galena se construye con las reacciones anteriores donde se ubican siete especies:

- $PbS$
- $Pb^{2+} + S$
- $Pb^{2+} + S_2O_3^{2-}$
- $Pb(OH)_2 + S$
- $Pb(OH)_2 + S_2O_3^{2-}$
- $HPbO_2^- + S$
- $HPbO_2^- + S_2O_3^{2-}$

Trazando en el diagrama  $E_h - pH$  las rectas obtenidas en el  $E_h$  se encuentran los límites en el cual coexisten cada especie formando el diagrama de la Figura 4.3-91. En el diagrama  $E_h - pH$  puede verse el potencial límite inferior de la flotación sin colector para la galeana a varios pH.



**Figura 4. 3-91** Diagrama  $E_h - pH$  para galena en soluciones acuosas con azufre. Las líneas de equilibrio corresponden a especies disueltas a  $10^{-4}$  mol/L. Adaptado de Hu et al. (2009).

En análisis de estos diagramas permite determinar:

- Flotación de la galena donde se define la adsorción del xantato, determinando que el pH que se trabaja es de 8 a 9 porque el xantato de plomo es más estable que el carbonato o sulfato de plomo y aun pH de 6 se puede tener su flotación sin colector. Mediante la quimiadsorción de un ion xantato sobre cada ion de plomo superficial, ocurre en un intercambio del xantato por un ion hidroxilo
- Depresión de galena a un pH mayor o igual a 11 por la formación de la especie plumbita ( $HPbO_2^-$ ) que evita la formación de xantato de plomo en la superficie.
- Depresión de galena con sulfuro de sodio en el sistema de galena favorece la formación de sulfuro de plomo como un compuesto insoluble.

El diagrama  $E_h - pH$  es de gran ayuda para entender la flotación de minerales y marcar los rangos óptimos para la flotabilidad de las partículas minerales.

Las condiciones de oxígeno tienen un impacto en el carácter hidrofóbico. Los minerales sulfurados semiconductores desarrollan un potencial de reposo cuando se encuentran en una solución acuosa. Casi instantáneamente adquieren un voltaje que luego se restaura durante este tiempo la superficie reacciona con la exposición al oxígeno (Albiter et al., 1985).

Debido a sus propiedades conductoras cuando se encuentran en una solución, los minerales sulfurados desarrollan un potencial relativo a la solución denominado potencial de reposo. Los potenciales de reposo fueron medidos para una serie de minerales sulfurados en presencia de etil xantato de potasio a un pH 7. El potencial de reducción de dietil dixantogeno a etil xantato es de 0.13 V con relación al electrodo de hidrógeno para  $6.25 \times 10^{-4}$  mol/L (Albiter et al., 1985).

Los potenciales de reposos de varios minerales sulfurados se establecen en condiciones de flotación, se muestran en la Tabla 4.3-16 para una solución que contiene  $6.24 \times 10^{-4}$  mol/L de xantato de etilo.

**Tabla 4. 3-16**  
Potenciales de reposo para algunos minerales sulfurados

Mineral	Potencial de reposo (V)	Producto
Pirita	0.22	Dixantógeno
Arsenopirita	0.22	Dixantógeno
Pirrotita	0.21	Dixantógeno
Calcopirita	0.14	Dixantógeno
Covelina	0.05	Dixantógeno
Bornita	0.06	Xantato - Metálico
Galena	0.06	Xantato - Metálico

Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

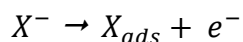
Cuando el potencial de reposo es mayor que el potencial de Nernst se produce la oxidación de xantato a dixantógeno. En referencia a la Tabla 4.3-15, el dixantógeno es el producto de la reacción en la superficie mineral evitando la flotación, solo en aquellos que presenta un potencial de reposo mayor a 0.13 volts. La covelita es una excepción por la disolución de  $Cu^{2+}$  permite la adsorción del dixantógeno en solución.

Fuerstenau et al. (1985) concluyen” Cuando el potencial de reposo es catódico o menor que potencial de xantato no puede oxidar el xantato y se puede llevar a cabo la conformación del enlace xantato – metálico en la superficie mineral” (p.88).

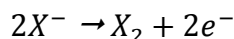
Los minerales sulfurados en un sistema de flotación exhiben el llamado “potencial mixto”, que es un indicador de la cinética de la reacción. Un potencial mixto surge cuando el potencial del electrodo mineral está determinado por más de una reacción redox. En un caso típico, se considera una reacción anódica y catódica para determinar el potencial de reposo. La reacción anódica podría ser la oxidación del sulfuro metálico y la reacción catódica la reducción de oxígeno o iones férricos, si están presentes (Albiter et al., 1985).

Woods (1976) menciona que la reacción de oxidación anódica que involucra al colector es la que imparte hidrofobicidad a la superficie mineral de un sulfuro. La reacción catódica simplemente permite que el proceso continúe. Se ha identificado tres especies hidrofóbicas para diferentes minerales y colectores tiol. Estas son:

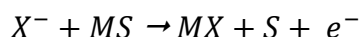
1- Un tiol quimiadsorbido en el que la reacción anódica para un ion tiol ( $X^-$ ) se puede representar por:



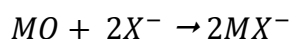
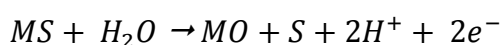
(2) un ditiolato:



En número (3) un compuesto de tiol metálico en el que los átomos metálicos se derivan del mineral:



Esta última reacción puede ocurrir por oxidación previa del mineral seguido de un intercambio iónico para formar el compuesto tiol:



Los tioles no cargados como los tiocarbamatos, quimiadsorción y formación de compuestos metálicos implica la liberación de un átomo de hidrógeno de la molécula colectora para formar un ion de hidrógeno en solución. De esta manera, puede ocurrir un proceso de transferencia con el colector y las especies de la superficie resultante.

#### 4.3.7.1.1 FLOTACIÓN DE MENAS DE COBRE Y SULFUROS ASOCIADOS

Se conoce más de 150 minerales que contienen cobre y solo de 10 a 15 minerales tienen un valor económico para ser considerado como una mena. Donde la calcopirita, covelita, calcocita, digenita, dujerleita y la roxbyita presenta un alto porcentaje de cobre, pero los primeros tres son comunes de encontrar en yacimientos (Bulatovic, 2007).

De esta manera las menas más importantes son la calcopirita, calcocita, bornita y covelita. Otras menas de cobre son la digenita, enargita, tennantita, tetraedrita y cubanita. Estos minerales pueden encontrarse con valores de metales preciosos, sulfuros de plomo, zinc, níquel, molibdeno y minerales no sulfurados como óxidos de uranio. En la mayoría de los casos, las menas de cobre se encuentran con varios metales base formando minerales complejos que conduce al desarrollo de circuitos de flotación selectivos Cu – Pb – Zn, Cu – Zn, Cu – Ni, Cu – Co y Cu – Mo por mencionar algunos. Para establecer un circuito de flotación es fundamental conocer las características de flotación de cada mineral, para seleccionar los reactivos de flotación y celdas a utilizar (Fuerstenau et al., 2007).

Bulatovic (2007) indica que los minerales de cobre pueden dividirse en dos grupos:

- Minerales sulfurados donde el contenido de pirita varía del 10% al 90%, en la mayoría de los casos puede contener pirrotita y marcasita. Es así que dependiendo de su composición se pueden subdividir en tres grupos: (1) minerales de cobre-oro, (2) minerales de cobre con un contenido moderado de pirita, (3) minerales cobre formando parte de un sulfuro masivo.
- Minerales pórfido de cobre que son los minerales de cobre más abundantes y representan el 60 % de la producción de cobre. Frecuentemente contienen molibdeno que es recuperado como un subproducto.

Gaudin (1922) señala que en la mayoría de los minerales de cobre tienen problemas para separar las menas de cobre de los demás sulfuros y la ganga coexistente. Para lograr un concentrado de alta pureza es importante conocer las características de flotación de cada mena de cobre y asociados.

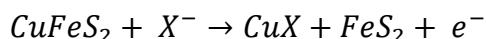
### **Flotación de calcopirita.**

La calcopirita y la calcosina es uno de los minerales más importantes en la producción de cobre. En la mayoría de los depósitos minerales, la calcopirita es el mineral primario de cobre y en los pórfidos de cobre es un mineral secundario. Unas de las asociaciones mineralógicas más común es calcopirita – bornita – covelita por lo tanto es posible encontrarlos en los depósitos minerales.

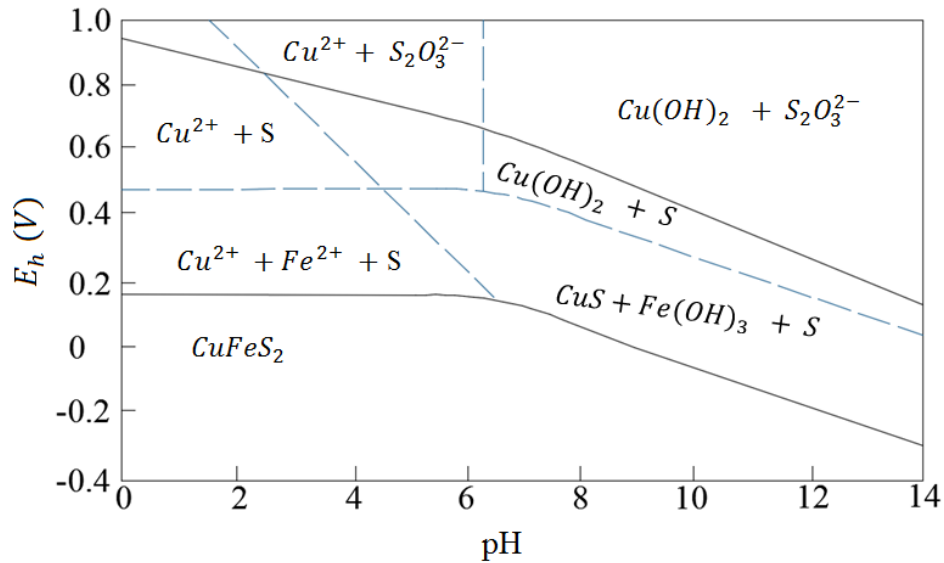
Fuerstenau et al. (2007) mencionan que la calcopirita tiene un grado de flotabilidad natural en ausencia de un colector. Esta flotabilidad natural se debe a dos procesos: (1) reacciones de oxidación en la superficie mineral se lleva la formación de azufre elemental que otorga la naturaleza hidrofóbica y (2) el átomo de hierro migra desde la red cristalina dejando una capa hidrofóbica. La aplicación de un colector en la industria se debe a la presencia de precipitados en la superficie y productos de oxidación que evitan su hidrofobicidad natural.

La calcopirita flota con cantidades moderadas de xantato en un amplio rango de pH. El mecanismo propuesto para la flotación se atribuye a la formación de xantato cuproso e incluso puede flotar con dixantógenos. Se ha observado un rango de potencial limitante más bajo para la flotación de calcopirita con xantato entre 0 mV a 200 mV. Otros estudios han revelado que la longitud de la cadena de carbono del xantato para una flotación óptima es de  $C_5 - C_8$ .

Hu et. al (2009) indican que la reacción que induce la flotación por el xantato de etilo en la calcopirita:

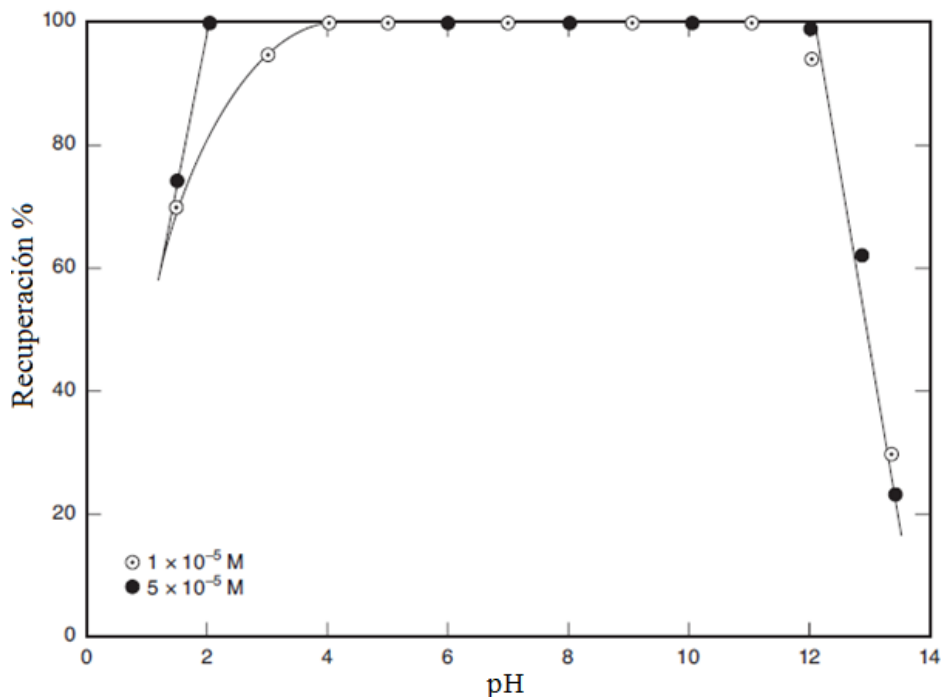


La flotación de calcopirita con xantatos está influenciada por la presencia de precipitados de hidróxido en la superficie (Ver Figura 4.3-92). Cuando se tienen concentraciones bajas [ $< 100$  ppm] de  $Pb^{+2}$  o  $Zn^{+2}$  influyen en la flotación de la calcopirita por la formación de una capa hidrofílica en la superficie.



**Figura 4. 3-92** Diagrama de fase electroquímica para calcopirita con azufre, las líneas de equilibrios corresponde a especies disueltas en  $10^{-4}$  mol/L. Adaptado de Hu et al. (2009).

Fuerstenau et al. (1985) indican que la calcopirita responde excepcionalmente a la flotación con xantatos a una concentración de  $1 \times 10^{-5}$  moles/L de xantato de etilo, es así que se hace posible una flotación completa entre un pH de 3 a 12 (Ver, Figura 4.3-93). Esta propuesta supone que la oxidación electroquímica del xantato a dixantógeno como la quimiadsorción del xantato en la calcopirita es el responsable de la flotación. El dixantógeno no es estable por encima de un pH aproximado a 11, esto plantea la opción que el dixantógeno fuera el único responsable de la flotación, la depresión de la pirita ocurre por encima de un pH 11.



**Figura 4. 3-93** Recuperación por flotación de calcopirita en función del pH con dos concentraciones diferentes de xantato de etilo. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Bulatovic (2007) señala que minerales de grano gruesos de calcopirita flotan fácilmente con un colector de xantato en una región de pH de 5 – 11.5. Cuando la calcopirita tiene impurezas en su estructura cristalina se oxida en un ácido débil (pH 6) y en un medio ácido se tiene  $Fe^{2+}$  en la solución que produce un hidróxido de hierro en la superficie del mineral disminuyendo la recuperación de la calcopirita.

Posterior a esta observación Fuerstenau et al. (2007) señalan que la calcopirita puede flotar fácilmente con ditiocarbamatos y tiocarbamatos en un rango de pH de 5.0 - 9.5. De manera similar se emplean ditiofosfatos como reactivos complementarios en los circuitos de limpieza de cobre a un pH alto, este reactivo tiene una mayor selectividad contra los sulfuros de hierro como la pirita comparado con los xantatos. Cuando la flotación de calcopirita se da con dietil ditiofosfato se cree que se debe a la formación de dietil ditiofosfato cuproso.

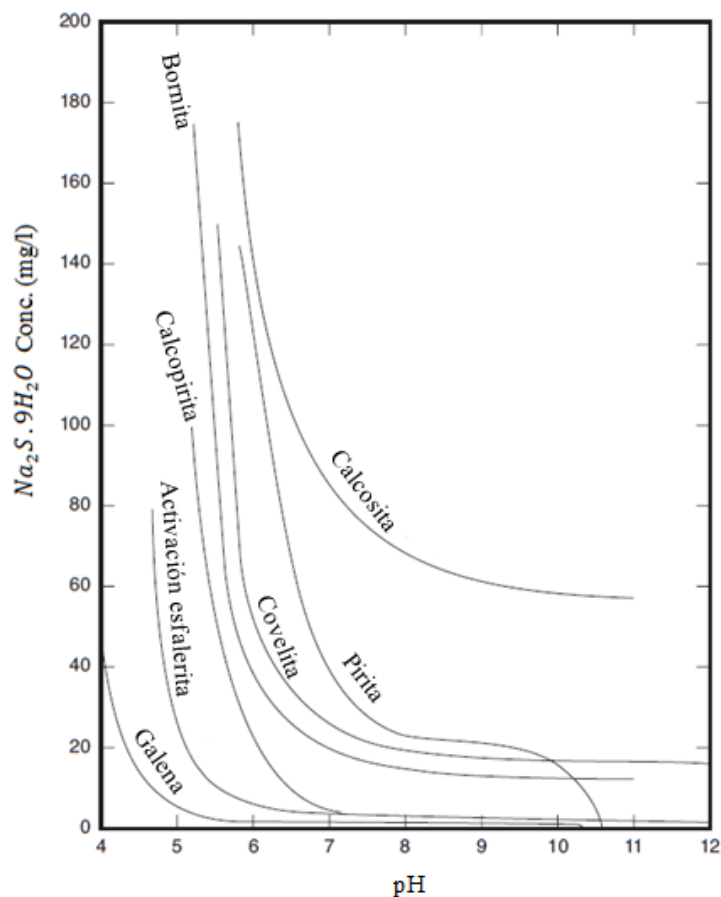
**Depresión de calcopirita con hidroxil.** La estabilidad del xantato cuproso es muy marcada, de modo que el ion hidroxilo funciona eficazmente como un depresor de la calcopirita solo a altos valores de pH por la precipitación de hidróxidos de cobre en la superficie del mineral. Como se observa en la Figure 4.3-92 la depresión se obtiene cuando se emplean valores de pH superiores a 11.

**Depresión de calcopirita con cianuro.** El cianuro de sodio puede deprimir a la calcopirita en adiciones altas (> 100 g/t) y un pH entre 8 - 11. Grandes cantidades de hidrosulfuro o sulfuro de sodio deprimen la calcopirita, este fenómeno se utiliza para la separación molibdenita - calcopirita.

**Depresión de calcopirita con sulfuro.** La adición en exceso de sulfuro de sodio elimina el oxígeno de la pulpa, reduciendo la adsorción de los colectores de ditiofosfatos en las etapas de limpieza. De esta forma se reduce el potencial de oxidación de la solución, cuando se añade sulfuro de sodio se genera que el sistema sea sensible a la concentración de  $Na_2S$ . Los minerales más reactivos a una concentración 40 mg/L  $Na_2S \cdot 9H_2O$  son la galena, esfalerita, calcopirita, bornita, covelita y pirita, siendo únicamente la calcosita activa a una concentración mayor a 60 mg/L.

Esto plantea diferentes escenarios por ejemplo, si en una flotación de un mineral complejo Galena – Esfalerita - Calcopirita – Pirita, al añadir iones sulfuro puede activar o deprimir algunas especies en este ejemplo a una concentración de 40 mg/L primero flotaría la galena en un pH de 4 -5 , posteriormente la esfalerita se activaría y podría flotar selectivamente a un pH de 5 -6 , después la calcopirita podría flotar selectivamente aun pH de 6 - 12 donde la pirita estaría deprimida como se muestra en las curvas críticas de contacto para los minerales sulfurados en función de la concentración de sulfuro de sodio y el pH (Figura 4.3-94).

**Ejemplo calcopirita – pirrotita.** La aireación tiene un efecto positivo en la flotación selectiva de otros sulfuros como la pirita y pirrotita. Para la flotación de la calcopirita a partir de la pirrotita, el pH juega un papel importante en la flotabilidad de la calcopirita. Por ejemplo, si, se utiliza  $Na_2SO_3$  u otros compuestos que contienen azufre se logra una flotación eficiente de la calcopirita a un pH de 8.5 – 10. Cuando  $Na_2SO_3$  o  $Na_2S_2O_5$  no deprime la pirrotita, la calcopirita puede flotar a un pH superior a 12 en presencia de compuestos amoniacales. Los sulfatos, dicromatos, hidrosulfatos y almidones pueden deprimir a la calcopirita en dosificaciones altas.

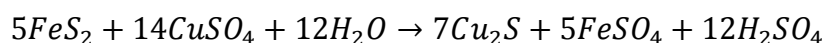


**Figura 4. 3-94** Curvas de contacto de varios sulfuros con concentraciones de sulfuros de sodio y el pH. La concentración de xantato de potasio es de 25 mg/L. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

### Flotación de calcosita.

La calcosita es un sulfuro de cobre que puede contener pequeñas cantidades de hierro y plata. Se encuentra presente en pórfidos de cobre y cobre - molibdeno siendo un mineral primario y en menores cantidades bornita, enargita y covelita. La calcopirita, bornita y covelita son minerales secundarios en estos depósitos. La calcosina también puede ser un mineral secundario con la calcopirita y bornita, dependiendo de la génesis del yacimiento.

De acuerdo con Bulatovic (2007) la calcosita en los depósitos hidrotermales y volcánicos se forma por una reacción de sulfato de cobre y pirita:



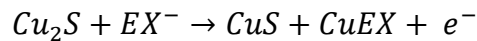
Esta reacción es característica de las zonas secundarias en un depósito de cobre. La calcosita cuando se oxida puede transformarse parcial o completamente en malaquita, azurita por lo tanto en depósitos de pórfido cuprífero es común encontrar esta asociación en la zona de óxidos.

Uno de los problemas típicos en la flotación de calcosita es la formación de limos en la molienda cuando el mineral en el depósito es una mena primaria. La calcosita exhibe una flotabilidad natural baja, pero es fácilmente flotable con colectores como xantatos, ditiofosfatos o tiocarbamatos como colector secundario por su gran afinidad por la coordinación de  $Cu^+$  por parte de los grupos funcionales.



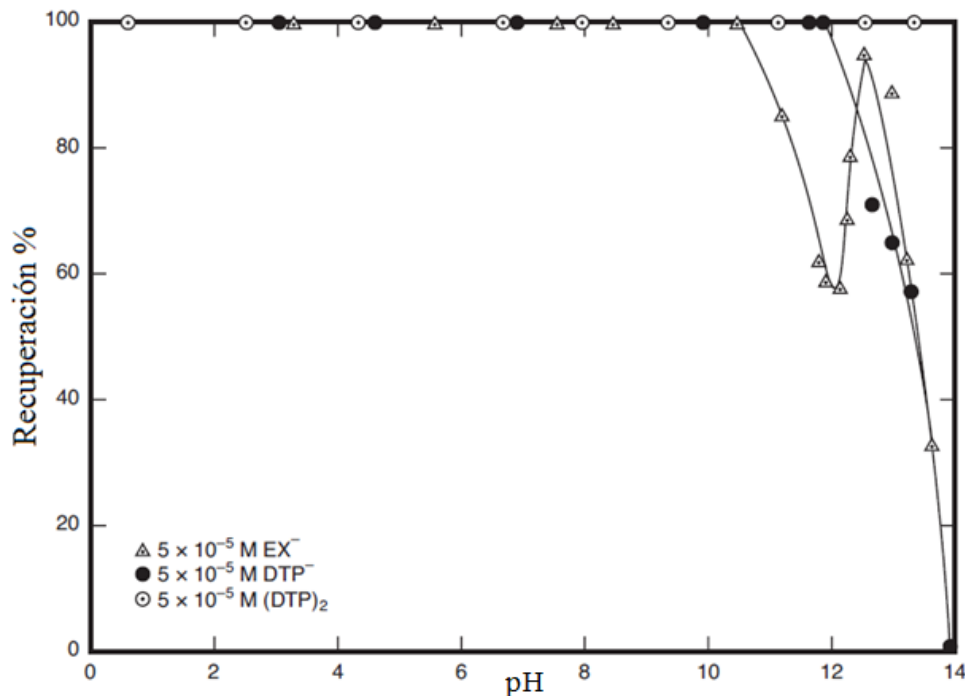
La calcosita flota en un amplio rango de tamaños (2 - 200 $\mu$ m), es común en las operaciones emplear como colector primario los xantatos seguido de un colector secundario.

Fuerstenau et al. (2007) mencionan que la calcosita flota fácilmente con xantatos con una cadena lineal que contiene grupos alquilo con una longitud de  $C_2 - C_{12}$ . El mecanismo de flotación de la calcosita con etil xantato se atribuye a la quimiadsorción y a la formación de xantato cuproso que se forma de la oxidación de la calcosita y la reacción del producto de oxidación (ion cúprico) con el xantato. Las reacciones que explican la formación de xantato cuproso es:



El potencial calculado para la formación del xantato cuproso se estima es -0.11 V a pH 8 y -0.24 V a pH 11. Esto concuerda el potencial limitante de la flotación de la calcosita con xantato de etilo en el rango de 200 mV a 0 mV para un pH 8 - 11. Se cree que las especies formadas por la quimiadsorción son estables hasta un pH 14, lo que pone al pH en un punto crítico alto reportado para la calcosita (Hu et al., 2009).

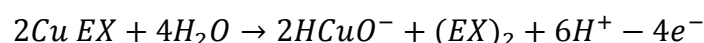
Fuerstenau et al. (2007) indican que la calcosita puede flotar fácilmente con colectores sulfidrilo. La respuesta de la calcosita a la flotación con varios colectores se muestra en la Figura 8.4-95. La quimiadsorción de xantato y ditiofosfato son los responsables de la flotación. Con el xantato de etilo, se observa una flotación completa a un pH 4 hasta aproximadamente 10. Posterior a este pH se observa una disminución en la recuperación llegando a una depresión completa en un pH 14. Empleando ditiofosfatos o ditiofosfatógenos no se observa esta disminución en la recuperación hasta un pH 12.



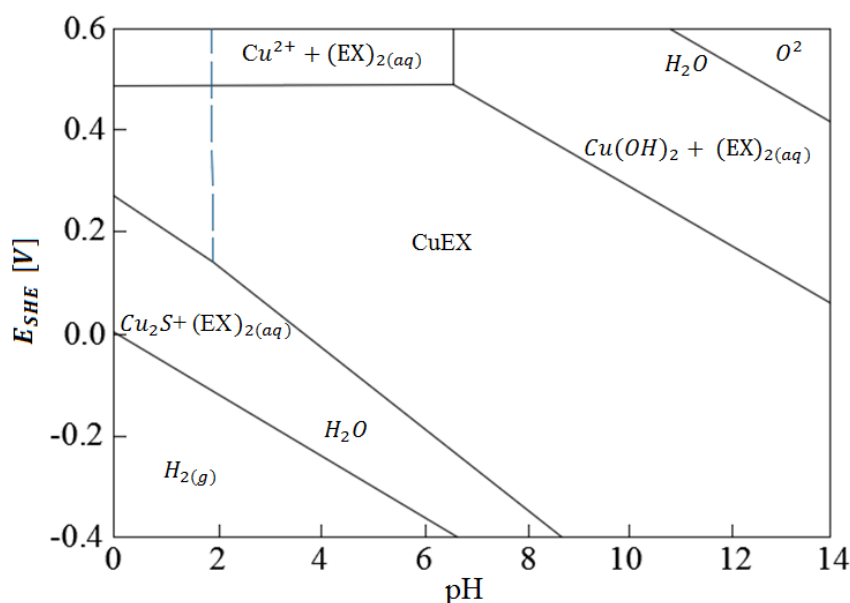
**Figura 4. 3-95** Recuperación de calcosita en función del pH con diversas concentraciones de etil xantato y dietil ditiofosfatógeno. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

La calcosita puede flotar con ditiocarbamatos y thionocarbamatos, donde se obtiene un rendimiento óptimo a un pH bajo (pH = 5) debido a la quimiadsorción a través del enlace de "S" a un pH < 6. Algunos estudios indican que los ditioposfosatos son fuertes colectores de calcosita en un amplio rango de pH que va de 2 - 12, se cree que la formación se debe a la formación de ditioposfato cuproso hidrófobo. Otros reactivos que han demostrado ser un grupo de colectores fuertes para la calcosita son los mercaptobenzoles (MBO) siendo el 2-mercaptobenzoxazol el más fuerte a condiciones de pH de 6 – 8 con un funcionamiento mejor que los xantatos (Fuerstenau et al., 2007).

El cese de la flotación se debe a la sobre oxidación de la calcosita, debido a la formación de productos de oxidación de la superficie hidrofílica. Las reacciones que presumiblemente cesan la flotación son:



El potencial de descomposición calculado es 0.59 V a un pH 5, 0.411 V a pH 8 y 0.23 V a un pH 11. Existe una región de depresión cuando la calcosita se flota con dietil dixantógeno en la Figura 4.3-96 se muestran las regiones de estabilidad para  $Cu_2S$ ,  $CuEX_{(s)}$  y  $(EX)_2_{(aq)}$  con los valores de  $E_h$  y los valores de pH se pueden identificar los valores donde se produce la depresión  $Cu(OH)_2 + (EX)_2$ .



**Figura 4. 3-96** Regiones de estabilidad de  $Cu_2S$ ,  $CuEX$ ,  $Cu(OH)_2$  y  $(EX)_2$ . Actividades supuestas: azufre disuelto =  $1 \times 10^{-4}$ ;  $Cu^{2+} = 2 \times 10^{-4}$ ;  $(EX)_2 = 1.3 \times 10^{-5}$ . Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

**Depresión con hidroxilo.** La calcopirita tiene una flotabilidad a altos valores de pH por la estabilidad del xantato de etilo cuproso con respecto al hidróxido cuproso, siendo su  $K_{ps}$  de  $5.2 \times 10^{-20}$  y  $2 \times 10^{-15}$  respectivamente. La depresión ocurre a un pH próximo a 14 donde el hidróxido cuproso se estabiliza con respecto al xantato de etilo cuproso, como se puede observar en la Figura 4.3-95.

**Depresión con sulfuro.** La adición de iones sulfuros en exceso funciona de manera similar como en el caso de la calcopirita. Al reducir el oxígeno de la pulpa se reduce la adsorción de los colectores, reduciendo la potencia de oxidación de la solución haciendo al sistema sensible en un pH de 7 – 11. Es así que en comparación con la galena; la calcosita es menos reactiva al flotar en un sistema galena – calcosita a concentraciones 40 mg/L de  $Na_2S \cdot 9H_2O$  (Ver, Figura 4.3-94).

**Depresión con cianuro.** La depresión con cianuro es poco eficiente, para llevar a cabo la depresión de la calcosita se requiere adiciones altas de cianuro y que en el sistema se tenga la ausencia de hierro. Solo en estas condiciones existe un fenómeno que deprime las partículas de calcosita por una disolución en la superficie formando un complejo de  $Cu(CN)_2$ . Bulatovic (2007) señala que a pH bajos (es decir, 4 – 6) la calcosita se puede deprimir con ácidos grasos.

### **Flotación de bornita**

Es un mineral secundario de cobre junto con la calcopirita y calcosita, principalmente en minerales de pórfidos de cobre – molibdeno y cobre – oro. La bornita es un mineral estable y es común de encontrar con pequeñas cantidades de calcopirita y calcosita formando una de las asociaciones más comunes. Una de sus características principales es que se oxida con fácilmente su superficie, además de ser un criadero de plata.

La bornita se encuentra ampliamente relacionada con la calcosita, calcopirita, covelina, pirrotita y piritita. Este mineral se ve afectado en su flotación por la presencia del hierro en su red cristalina, la bornita con su relación de cobre a hierro de 5:1 se comporta como la calcosita. Su flotabilidad depende del tamaño de partícula, una bornita fina (20  $\mu m$ ) no flota fácilmente por eso en sulfuros diseminados representa un gran problema (Bulatovic, 2007).

Fuerstenau et al. (1985) mencionan que con colectores xantato, la bornita flota fácilmente en un amplio rango de pH como la calcosita. Siendo tres los métodos propuestos para la fijación del xantato: (1) quimiadsorción de aquil xantato, (2) formación de xantato cuproso y (3) adsorción de dixantógeno. Con el etil xantato, el potencial límite inferior para la flotación varía entre – 100 mV y +100 mV dependiendo de la oxidación de la superficie de la bornita.

Con ditiofosfatos la bornita puede flotar fácilmente aun pH de 5 - 10, fuera de este rango su flotabilidad disminuye drásticamente. Otros colectores utilizados son los tiocarbamatos que son colectores con una alta selectividad para valores de pH < 7. La flotación con mercaptobenzothiazole es posible como un colector secundario con un xantato de cadena larga aun pH > 10.

Bulatovic (2007) señala los tiocarbamatos en combinación con xantato flota de manera eficiente a la bornita en un pH alcalino (es decir, pH >11). Además, la adición de pequeñas cantidades de  $Na_2S$  (200 – 400 g/t) mejora su flotabilidad.

### **Flotación de covelina.**

La covelina es un mineral de cobre secundario que se presenta a menudo en pórfidos Cu – Au y minerales masivos de cobre. La flotabilidad natural de la covelina es mayor que el de la bornita, pero menor que la calcopirita (Bulatovic, 2007).

La covelina es flotable con colectores xantato en un rango de pH 5 -10 teniendo una potencia límite inferior en un rango de 50 mV a 150 mV. El mecanismo de flotación es promovido por la formación de xantato cuproso y también la formación de dixantógeno a un pH elevado. Los ditiofosfatos también flotan fuertemente a la covelina en un rango de pH similar al de los xantatos, esto se debe a la formación de ditiofosfato cuproso, aunque la oxidación de este colector forma difosfatógeno a un pH alto limitando la flotación (Fuerstenau et al., 2007).

### **Flotación de energita, tennantita y tetrahedrita.**

En general son minerales que no tienen un valor económico significativo, pero se conoce que la energita puede contener valores de oro. Actualmente su flotación no se cuenta mucha información, un aspecto conocido es que la flotación de la tennantita y tetrahedrita no tiene ninguna influencia la aplicación de xantatos.

La tetrahedrita flota de manera correcta con ditiofosfatos y mercaptanos aun pH entre 8 y 10, por otro lado, la energita flota con xantatos más ditiofosfatos a un pH entre 8 y 10 de acuerdo a reportes de la mina “El indio” en Chile. La energita flota con tiocarbamato y mercaptanos a un pH entre 5 -7 (Bulatovic, 2007).

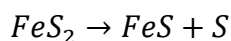
### **Flotación de cobre nativo.**

El cobre nativo se encuentra presente con sulfuros como un mineral secundario o un mineral primario. Dependiendo de la mineralogía del yacimiento el cobre nativo puede ser recuperado en las operaciones de cribado, partículas gruesas con concentradores centrífugos o celdas de flotación flash y partículas finas mediante flotación.

La flotabilidad del cobre nativo depende de la forma del mineral después de la molienda. Cuando se encuentra en un hábito capilar es menos flotable, mientras que el cobre en formas de escamas responde bien a la flotación con xantato a un pH de 9 -11. Un pH menor a 9 tiene un efecto negativo sobre la flotabilidad del cobre. Para tener una eficiencia mayor en la flotación, se añade  $Na_2S$  (100 a 500 g/t) activando el cobre en la pulpa (Bulatovic, 2007; Gaudin, 1922).

### **Flotación de pirita.**

La pirita es uno de los principales minerales asociados a menas metálicas, siendo un mineral problemático en las operaciones de flotación por considerarse como una impureza. La pirita se oxida fácilmente, por lo tanto, los iones de azufre en la estructura de la pirita generalmente se encuentran como aniones  $(S_2)^{-2}$  en comparación con los cationes de hierro. Como resultado, a menudo se encuentra azufre elemental en la superficie que se forma por la reacción:

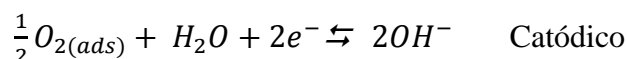
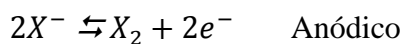


Este azufre elemental hace que sea un mineral naturalmente hidrofóbico, este proceso se lleva a cabo desde la etapa de molienda donde la pirita reacciona con el oxígeno superficialmente formando compuestos de azufre dependiendo del pH. En un pH alcalino se forma  $SO_4$  y en un pH ácido se forma  $S_2O_3$ .

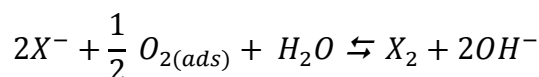
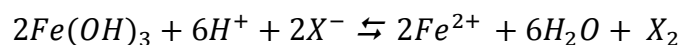
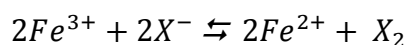
La pirita es un mineral altamente flotable con colectores sulfidrilo y con la presencia de una espumante flota rápidamente. En los pórfidos de cobre con un bajo contenido pirita puede contener impurezas de cobre, oro y plata. La depresión de la pirita se logra a un pH alcalino

alto > 11.5, en general la depresión de la pirita y la selección de un depresor depende de los minerales asociados.

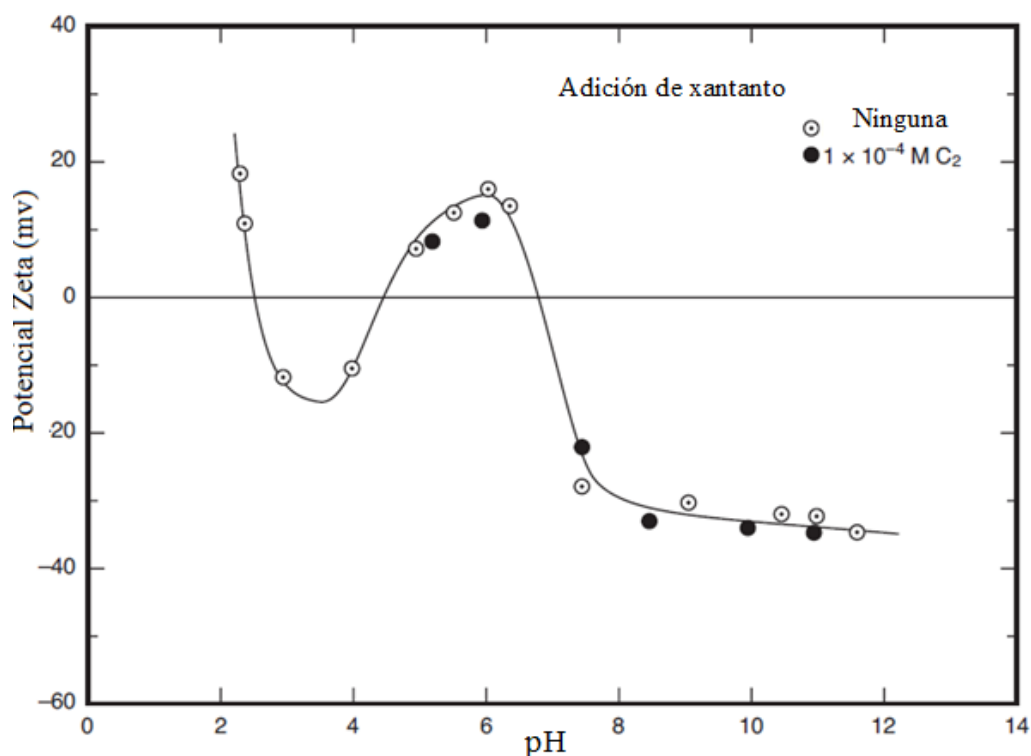
Fuerstenau et al. (1985) señalan que la flotación de la pirita es posible a pH < 11 usando xantatos de cadena corta, estos xantatos se oxidan a dixantatos en presencia de la pirita y oxígeno. Cuando se habla de la flotación de pirita la especie responsable de la flotación son los dixantatos. El dixantato se forma debido a la oxidación anódica del xantato sobre la superficie de la pirita aunada a la reducción de oxígeno:



Donde  $X^-$  representa el ion xantato y  $X_2$  representa el dixantógeno. Otros posibles mecanismos para la formación de dixantatos son:



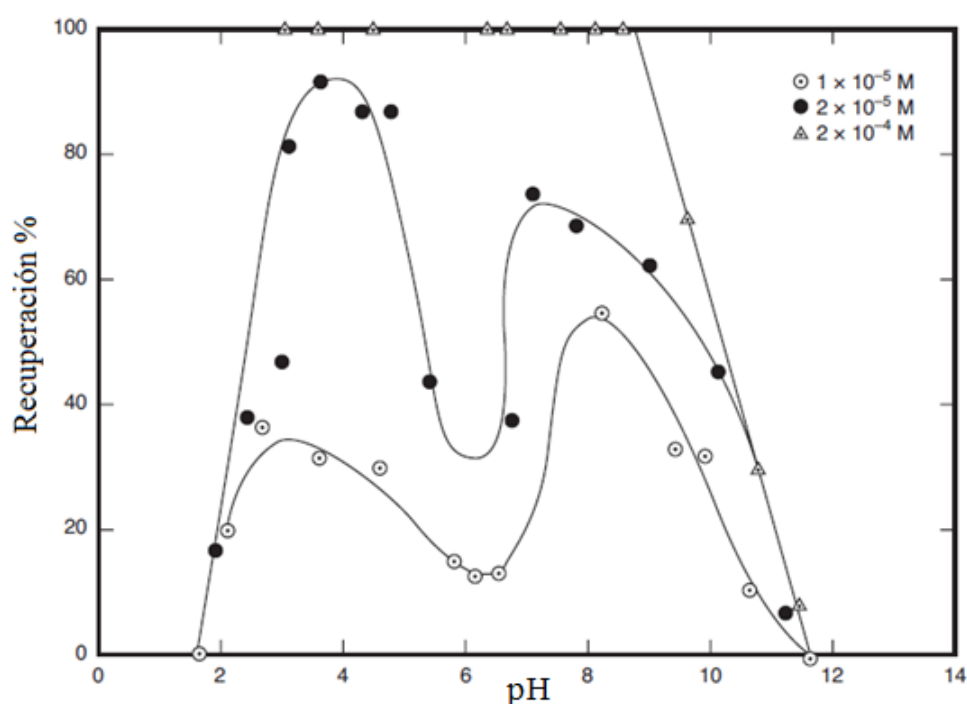
La última reacción puede ocurrir termodinámicamente hasta un pH 11; por encima de este pH el ion xantato es estable. El potencial zeta de la pirita es el mismo en ausencia y presencia de xantato de etilo, esto habla de su facilidad para flotar en un sistema (Figura 4.3-97).



**Figura 4. 3-97** Potencial zeta de la pirita en función del pH en ausencia y presencia de xantato de etilo en presencia de aire. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Es importante señalar que la pirita es un mineral altamente flotable, pero en gran parte su flotabilidad depende de la temperatura bajo la cual se formó el mineral. Una pirita formada a baja temperatura es menos flotante que una pirita formada a una temperatura alta, es por eso que el PCC puede ser 6.8 y 4.6. La pirita puede flotar usando diversos colectores como xantatos, ditiofosfatos, ditiocarbamatos, ácidos grasos y aminas. Los xantatos son los más importantes y son los más estudiados. Las evidencias indican que la entidad hidrófoba es el xantato de hierro por la oxidación anódica de pirita a óxido de hierro (Bulatovic, 2007).

La flotación de pirita, es posible por debajo de un pH 11 con colectores de cadena corta, pero se deprime por encima de un pH 11. En la Figura 4.3-98 se muestra la curva de recuperación de la flotación empleando xantato de etilo donde se observan los rangos de flotación. Con bajos niveles de adición de etil xantato, se obtiene dos regiones de flotación aproximadamente un pH 3 y 9 dando una zona de depresión entre las dos regiones.

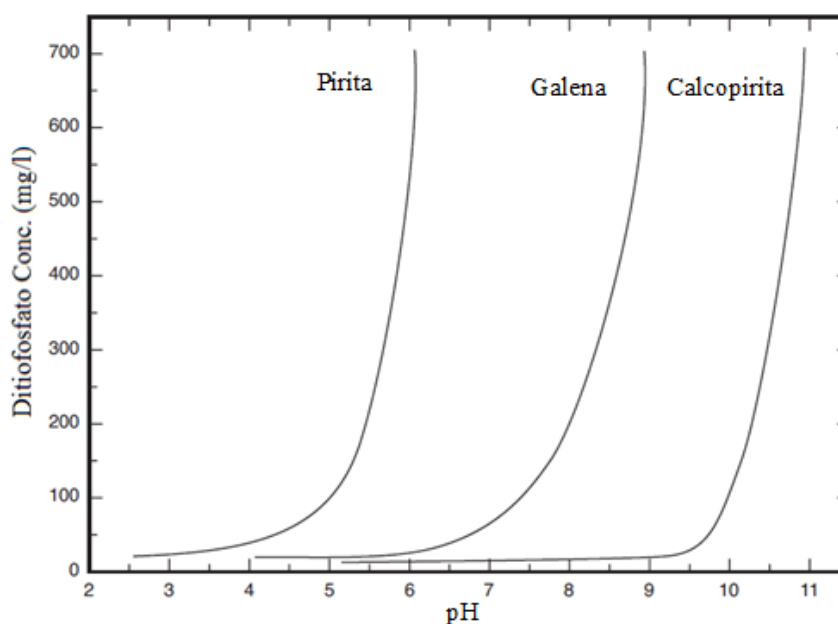


**Figura 4. 3-98** Recuperación de pirita en función del pH con diversas concentraciones de etil xantato de potasio. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

En la carga superficial de la pirita cuando el pH del sistema ácido es positivo. Esta carga superficial causa la adsorción del anión xantato, cuando el xantato se oxida este rango de pH resulta ineficiente.

Rogers (1962) menciona que por debajo de un pH 9, el xantato agregado existe como dixantógeno en el sistema y por encima de un pH 11 la cantidad de dixantógeno es pequeña. En la Figura 4.3-95 se muestra que el rango para una recuperación de pirita se logra con un pH menor a 6 donde el dixantógeno es más estable. Otro colector que funciona de manera eficiente son los ditiofosfatos, estos reactivos son difíciles de oxidar a ditiofosfatógenos. Para una correcta flotación se ha encontrado que el dietil ditiofosfatógeno se forma a un pH 4 o menos en presencia de pirita, pero no a un pH mayor o igual a 6.

En la Figura 4.3-99 se muestra los datos del ángulo de contacto preestablecido, la falta de contacto de las burbujas por encima de un pH 6 en presencia de una alta concentración de ditiofosfato se debe a la inestabilidad del colector.



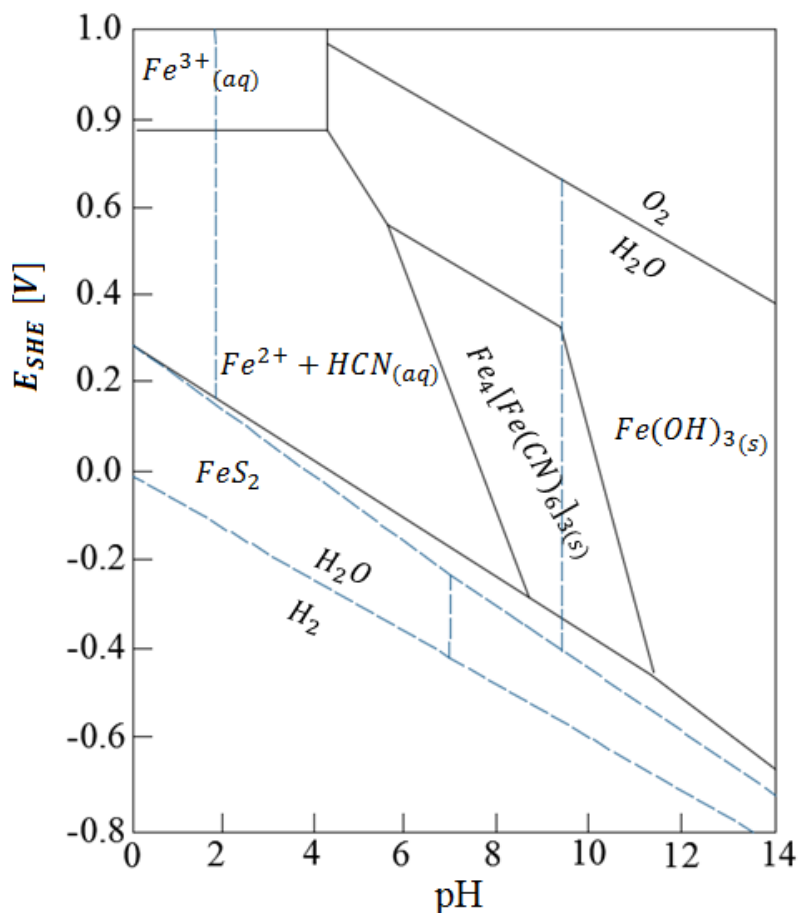
**Figura 4. 3-99** Curvas de contacto para varios minerales sulfurados en función de la concentración de dietil ditiofosfato. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Tomando como base la Figura 4.3-96 en un sistema pirita – galena con una concentración menor a 100 mg/L con un pH de 3 – 4 la pirita puede flotar selectivamente, en el caso de la galena la flotación se podría efectuar en un pH de 5 – 7 donde la pirita sería deprimida. Cada colector tiene un pH crítico por encima de este valor no se produce la flotación de pirita, algunos son:

- Dietil ditiofosfato de sodio un pH crítico 3.5.
- Etil xantato de potasio un pH crítico de 10.5.
- Dietil ditiocarbamato de sodio un pH crítico de 10.5.
- Isoamil xantato de potasio un pH crítico de 12.

Una característica importante de la pirita es que en un pH alcalino se deprime y en pH ácido se activa. En un pH alcalino los depresores de compuestos orgánicos, sulfatos y cianuro son efectivos. Es importante considerar que una depresión exitosa depende de la capacidad de la pirita para oxidarse, como resultado de la oxidación el hidróxido de hierro  $Fe(OH)_3$  se forma en la superficie de la pirita que aumenta la hidratación del mineral reduciendo la adsorción del colector (Bulatovic, 2007).

**Depresión con hidroxilo.** El ion hidroxilo funciona como un depresor por dos razones: (1) la actividad del hidroxilo en un pH mayor de 11 no produce la oxidación del xantato a dixantógeno y (2) por arriba del pH 11, la superficie de las piritas consiste en hidróxido férrico  $Fe(OH)_3$  que reduce la adsorción del colector (Ver Figura 4.3-100).



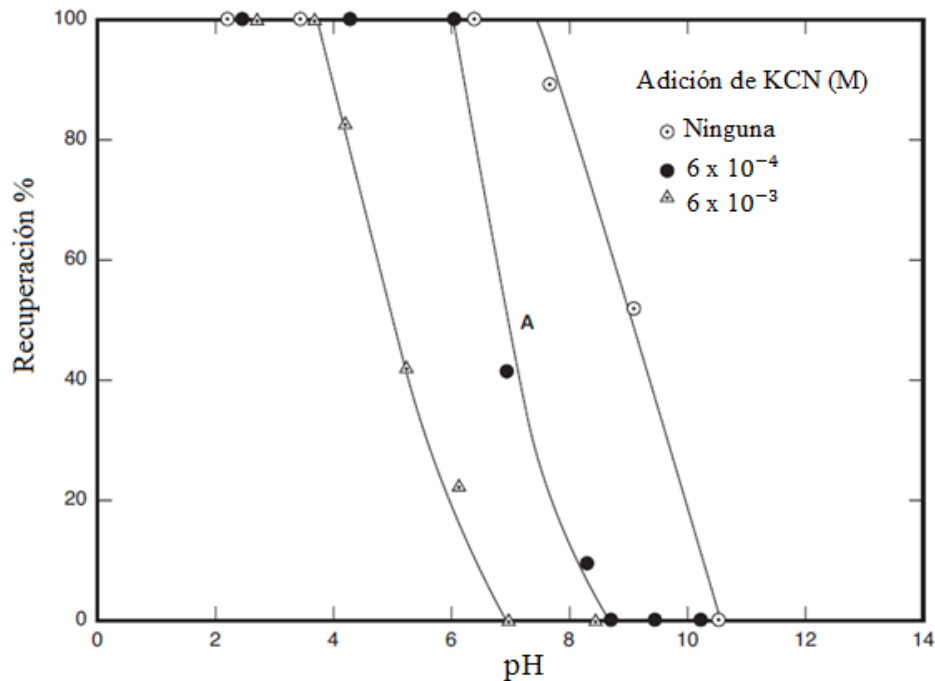
**Figura 4. 3-100** Estabilidad de  $FeS_2$ ,  $Fe(OH)_3$  y  $Fe_4[Fe(CN)_6]_3$  a  $3 \times 10^{-4} M$  de azufre disuelto  $5 \times 10^{-5} M$  de hierro disuelto total y  $6 \times 10^{-4} M$  de cianuro. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Es común utilizar cal para deprimir a la pirita, el ion calcio permite ajustar el pH del sistema. Uno de los PCC de la pirita es 6.8 por encima de este pH la superficie de la pirita tiene una carga negativa y  $Ca^{2+}$  se adsorbe por fuerzas electrostáticas. Los iones  $Ca^{2+}$  dificultan la oxidación de la superficie evitando la formación de dixantógeno. Para el colector ditiofosfato, la depresión de pirita con hidroxilo implica la creación de una carga superficial negativa que impide la adsorción del anión ditiofosfato.

### Depresión con cianuro.

Diversos estudios se enfocaron para establecer que especies del sistema pirita – cianuro – xantato son responsables de la depresión y luego establecer las condiciones bajo las cuales prevalecen. Varios investigadores sugirieron la formación de diversos productos en la superficie de la pirita, el producto de la reacción de ion férrico en la superficie mineral con el ion ferrocianuro de la solución podría ser  $Fe(CN)_2$  o  $Fe(CN)_6$ . El ion cianuro es un buen depresor para la pirita y su interacción con el pH se muestra en la Figura 4.3-101, el efecto depresivo se debe al ion cianuro.

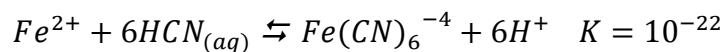




**Figura 4. 3-101** Recuperación de pirita en función del pH con etil xantato  $5 \times 10^{-4}$  M en ausencia y presencia de cianuro. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

La quimiadsorción del ferrocianuro y una especie cianuro (cuando se agrega KCN) puede observarse hasta un pH 11. Esto indica que el potencial zeta se vuelve negativo a medida que aumenta la cantidad de cianuro y ferrocianuro en una región de pH en la superficie cargada negativamente.

La pirita en una solución de cianuro, puede formar la especie  $Fe(CN)_6$  y la distribución de hierro presente como ferroso y el ferrocianuro se puede calcular en función del pH mediante la reacción:



Cuando se conocen las cantidades totales de especies disueltas de hierro y cianuro se puede calcular la distribución del ion ferroso y el ion ferrocianuro no complejados (Tabla 4.3-17). Con un pH 4.4 o menos, la mayoría del hierro disuelto existe como ion ferroso. A valores altos, esta concentración se reduce hasta que aun pH 6.4, casi todo el hierro existe en forma de ferrocianuro. Como resultado, es probable que el  $Fe(CN)_6^{-4}$  sea la especie responsable de la depresión.

**Tabla 4. 3-17**

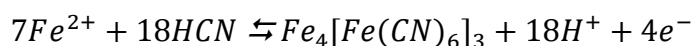
Distribución del hierro total disuelto de la pirita en presencia de  $1.54 \times 10^{-4}$  mol/L de KCN a varios valores de pH.

pH	Hierro disuelto total (M)	$Fe^{2+}$ (M)	$(Fe(CN)_6)^{-4}$ (M)
4.4	$3.8 \times 10^{-4}$	$3.8 \times 10^{-4}$	$1.2 \times 10^{-10}$
6.4	$6.2 \times 10^{-5}$	$2.0 \times 10^{-10}$	$6.2 \times 10^{-5}$
7.2	$2.3 \times 10^{-4}$	$1.2 \times 10^{-14}$	$2.3 \times 10^{-4}$
9	$2.0 \times 10^{-4}$	$2.3 \times 10^{-24}$	$2.0 \times 10^{-4}$

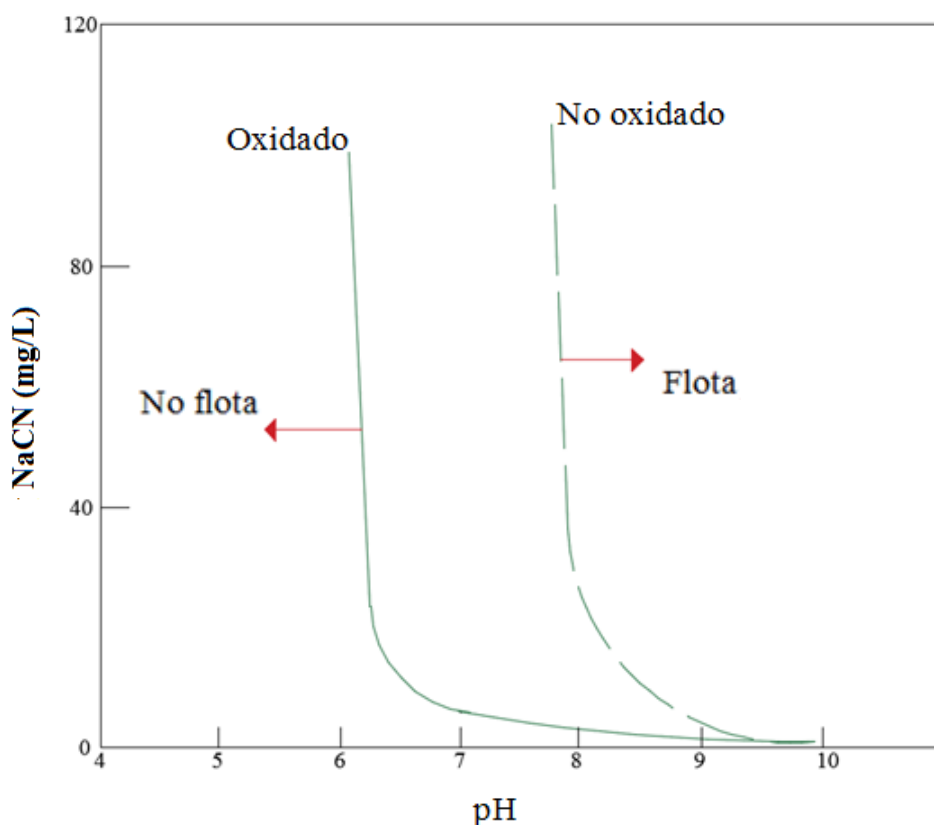
Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Empleando los valores medidos del potencial de oxidación y los valores de solubilidad de la pirita, se estableció la estabilidad de los compuestos  $Fe_4 [Fe(CN)_6]_3$  para varias concentraciones de KCN de manera implícita en un diagrama  $E_h$  - pH como se muestra en la Figura 4.3-97 donde se ubican dos regiones donde no se tiene flotación correspondiendo a la estabilidad de  $Fe_4 [Fe(CN)_6]_3$  y  $Fe(OH)_3$ .

Fuerstenau et al. (1985) proponen la siguiente reacción electroquímica para la formación del compuesto ferrocianuro en la superficie de la pirita:



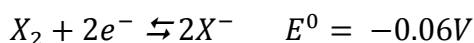
Esta reacción representa la reacción general que debe de ocurrir en varios pasos, en primer lugar, el mineral debe liberar el ion ferroso a la solución para reaccionar con el  $CN^-$  para formar  $Fe(CN)_6^{-4}$ . Este anión puede reaccionar en la superficie de la pirita, la mayoría de las piritas producen suficiente hierro en la solución. Por lo tanto, el cianuro se convierte en un depresor efectivo cuando la pirita se oxida, la oxidación proporciona más hierro para la depresión (Figura 4.3-102).



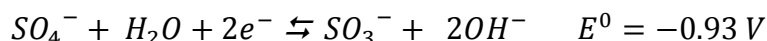
**Figura 4. 3-102** Curvas de contacto de pirita oxidada en función de la concentración de cianuro y el pH. Dosificación etil xantato de potasio, 25mg/L. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

### Depresión con sulfito y sulfuros.

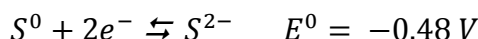
Como el dixantógeno es la especie responsable de la flotación de la pirita, los reactivos que son más reductores que la semi reacción xantato – dixantógeno pueden funcionar como depresores con la reacción:



Los iones sulfito pueden funcionar de manera efectiva como un depresor, porque el potencial estándar de la semi reacción sulfato – sulfito es  $-0.93\text{ V}$ .



Una práctica común es la adición de sulfuros alcalinos para conducir la depresión de una gran cantidad de minerales sulfurados. Se ha demostrado que para la pirita existe una concentración crítica del ion hidrosulfuro, por el encima de este la flotación no es posible. En la flotación de pirita, la oxidación de la reacción azufre - sulfuro también puede emplearse como un reductor haciendo que el ion sulfuro funcione como un depresor:



A valores bajos de pH, necesitan concentraciones altas de iones sulfuro para evitar el contacto de la burbuja. En un medio alcalino se necesitan adiciones más bajas para lograr la depresión.

### **Flotación de pirrotita.**

La pirrotita absorbe rápidamente el oxígeno de la pulpa, durante la flotación de minerales de cobre. Las menas de cobre no flotan hasta que la pirrotita se oxida por completo y se mantiene un nivel de oxígeno libre. La pirrotita se puede activar fácilmente mediante cationes de cobre y cuando el cobre soluble está presente en la pirrotita la depresión es difícil. La pirrotita activada con iones de cobre flota con la adición de colectores como un sulfuro de cobre. La desactivación de pirrotita, se logra a un pH aproximadamente de 4.7 – 8.8.

Para separar la calcopirita y pirrotita se puede añadir limadura de hierro dulce, las limaduras se adhieren a la superficie de la pirrotita por una interacción magnética formando una celda galvánica que implica la reducción de oxígeno y el ion hidroxilo generando que el ion ferroso de la pirrotita, así como las limaduras de hierro dé como resultado una capa de hidróxido de hierro deprimiendo las partículas de pirrotita.

La pirrotita es uno de los diversos minerales sulfurados que muestra una flotación natural por la formación de una mono capa de azufre elemental en la superficie. La formación de azufre elemental en su superficie la flotación sin colector es posible pero cuando el pico anódico de la pirrotita es igual a un pH de 12.7 la corriente anódica aumenta rápidamente esto lleva a la pirrotita a su oxidación que impide su flotación principalmente por su hidrólisis.

La recuperación de pirrotita disminuye con el aumento de concentraciones de  $\text{Na}_2\text{S}$  con concentraciones mayores a  $3 \times 10^{-3}\text{ mol/l}$  la acción de recuperación cae drásticamente, lo que indica una acción de depresión a un pH de 12. La adición de  $\text{Na}_2\text{S}$  mejora ligeramente la flotación sin colector, con xantato de etilo como colector la recuperación de pirrotita presenta una buena respuesta hasta un pH < 12 utilizando como modificador de pH  $\text{NaOH}$  aun pH < 11 utilizando  $\text{CaO}$ .

### **Flotación de marcasita.**

El hecho de tener la misma composición química que la pirita no le garantiza las mismas características de flotación. La marcasita se encuentra en minerales de sulfuro de cobre hidrotermal y se forma a una temperatura más baja que la pirita, en algunas ocasiones puede contener impurezas como talio, arsénico y antimonio.

La marcasita presenta una mayor capacidad de flotación que la pirita y la depresión con cianuro en un pH alcalino es bastante fácil. La flotabilidad se logra aun pH entre 4.5 y 6.5, mientras que la depresión se logra utilizando complejos  $ZnO/NaCN$ .

Cytec (2002) señala que la elección de los reactivos para la flotación de las menas de cobre debe considerar:

- La relación de calcopirita a minerales de cobre secundarios como la calcosita, covelita y bornita.
- La cantidad y tendencia a flotar de los minerales sulfurados de hierro como la pirita, marcasita y pirrotita.
- El grado de oxidación de los minerales de cobre.
- Identificar la presencia de minerales que contienen elementos de penalización como arsénico, antimonio y bismuto.
- Identificar si el mineral contiene o no valores recuperables de oro y plata, y como es que están asociados con los otros minerales.
- Si el mineral contiene cantidades significativas de minerales arcillosos.
- Verificar el pH de la pulpa después de la molienda.
- Identificar el grado de liberación de cada mineral valioso y de la ganga presente.

Tomando en cuenta estos aspectos, es importante mencionar que el uso de cal en los circuitos de cobre es una práctica común. La alcalinidad del circuito se mantiene en un rango de pH de 9.5 a 11.5 en la flotación primaria y de 12 en la etapa de limpia. El pH alcalino sirve para deprimir los minerales sulfurados de hierro presentes. Este pH alcalino también puede influir en la calidad de espuma y la flotabilidad de los minerales, el cambio mínimo del pH entre mineral y mineral puede evitar la adsorción de xantatos y ditiofosfatos.

Cuando se tiene oro libre en el mineral de cobre, el uso de cal debe controlarse. Con concentraciones altas de cal deprime el oro. Si la depresión del oro con el uso de cal no es posible, se puede usar carbonato de sodio. Son reducidas las operaciones, donde la flotación se lleva a cabo a un pH natural si ningún agente regulador o en un circuito ácido.

### **Flotación de arsenopirita.**

Los minerales sulfurados de cobre en algunas ocasiones contienen arsenopirita. La arsenopirita es penalizada en la fundición por la formación de óxido arsenioso durante la tostación y en la fundición. La arsenopirita generalmente puede deprimirse durante la flotación aun  $pH > 10 - 11$  mediante la adición de cal o cianuro. La arsenopirita puede contener oro refractario, en estos casos se separa la arsenopirita y es enviada a una planta de recuperación de oro.

El área Eh – pH donde la flotación sin colector de la arsenopirita se debe a la formación de azufre elemental en un pH ácido (pH 2-3). Las reacciones que producen azufre elemental determinan el potencial inferior del límite de flotación. Las reacciones que producen tiosulfato y otras especies hidrofílicas definen el límite superior de flotación. En soluciones ácidas, las arsenopiritas muestran una región amplia para la flotación sin colector, pero en pocas ocasiones flota de manera óptima siendo el azufre elemental la entidad hidrófoba. Sin embargo, en soluciones alcalinas la presencia de azufre elemental metaestable no exhibe una flotabilidad por la presencia  $Fe(OH)_3$  y  $HAsO_4^{2-}$  aun pH 6-12.

#### 4.3.7.1.2 FLOTACIÓN DE MENAS SULFURADAS DE PLOMO Y ZINC

Las menas de plomo y zinc; son la galena y esfalerita respectivamente. Por su yacimiento y modo de origen están íntimamente relacionadas. La galena se presenta en la mayoría de los casos asociada a plata como argentita o plata nativa. En su estructura puede contener pequeñas cantidades de zinc, cadmio, antimonio, bismuto y cobre.

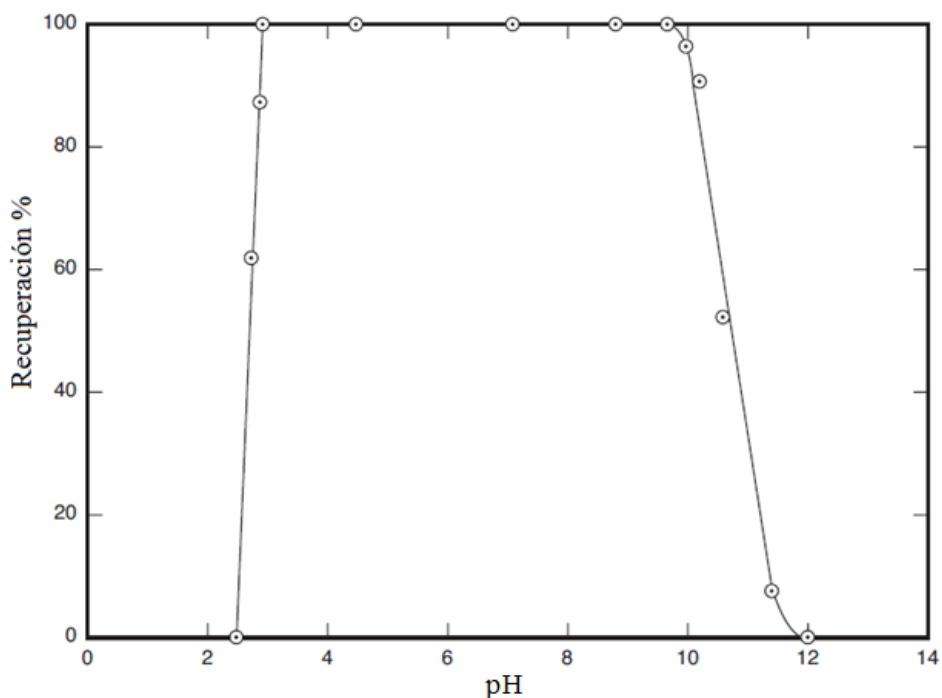
La galena se encuentra asociado en los depósitos con esfalerita, pirita, marcasita, calcopirita, cerusita, anglesita, dolomita, calcita, cuarzo, barita y fluorita, siendo la esfalerita la principal mena de zinc. La mayor parte del plomo y zinc se encuentra en depósitos de sulfuros masivos en formas de vetas diseminadas de galena y esfalerita, con cantidades variables de pirita y cuarzo.

Aunque la galena y esfalerita son las menas principales de Pb y Zn respectivamente; la cerusita, anglesita y smithsonita también puede ser una fuente importante de Pb y Zn, pero resulta un desafío plantear su flotación. En algunos depósitos que contienen plomo y zinc, pueden tener valores asociados de plata, cadmio, oro y bismuto.

##### Flotación de galena.

La flotación de galena recibe gran interés porque es un mineral abundante en la naturaleza y también porque no contiene un metal que cambie de estado de oxidación fácilmente.

La respuesta de la flotación de galena con  $1 \times 10^{-5}$  mol/l de etil xantato en presencia de aire se muestra en la Figura 4.3-103 donde se muestra su comportamiento. Como se puede observar, la flotación completa se efectúa a un pH 2 a 10.

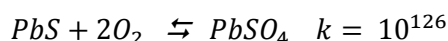


**Figura 4. 3-103** Recuperación de galena en función del pH con etil xantato a  $1 \times 10^{-5} M$ . Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

La quimiadsorción del xantato en una mono capa, el ion xantato se adsorbe en la superficie en los iones de plomo para formar xantato de plomo. Se cree que el ion sulfuro superficial se oxida electroquímicamente a azufre elemental reaccionando con el oxígeno en el proceso de adsorción.

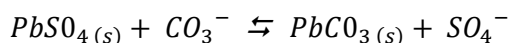
Fuerstenau et al. (1985) proponen tres mecanismos de adsorción del xantato como ion colector en la superficie de la galena:

1. Oxidación del sulfuro superficial a sulfato. En presencia de suficiente oxígeno disuelto en la pulpa la galena es oxidada a sulfato de plomo de acuerdo a la reacción:

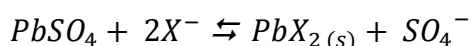
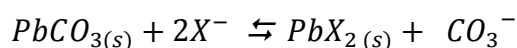


Con una constante de equilibrio de  $10^{126}$  se necesita una presión de oxígeno de  $10^{-63}$  atmosferas para que la reacción se lleve a cabo. Porque la presión parcial del oxígeno en una pulpa aireada es de 0.2 atmósferas, es posible que se realice la oxidación de sulfuro a tiosulfato y sulfato.

2. Desplazamiento por intercambio iónico de sulfato superficial a carbonato. Como el contenido de  $CO_2$  del aire es de 300 ppm en volumen. En sistemas abiertos con una aireación suficiente, el ion carbonato estará presente en la solución para desplazar a los iones sulfato de la superficie. Por lo tanto, la galena se carbonatará a expensas del sulfato y tiosulfatos, de acuerdo con la reacción:



3. Desplazamiento por intercambio iónico del carbonato superficial y iones sulfato e hidroxil por el ion xantato. Con un pH de flotación de 8 a 9, el xantato de plomo es altamente estable en comparación con el carbonato de plomo, el sulfato o tiosulfato. De esta manera el xantato de plomo se forma por el intercambio iónico del carbonato superficial y los iones sulfato e hidroxil por el ion xantato ( $X^-$ ):

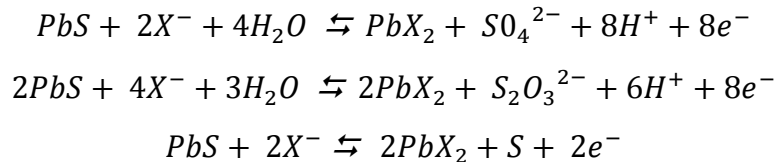


De esta forma la adsorción del xantato en la galena, se produce en dos etapas; la primera etapa consiste en la quimiadsorción de un ion xantato sobre cada ion de plomo superficial durante el cual ocurre el intercambio de xantato por el ion hidroxil. La segunda etapa comprende la formación y adsorción del precipitado de xantato de plomo formado por el desplazamiento de las especies sulfato y carbonato sobre la superficie. En estos sistemas es primordial la formación de precipitados que favorece la formación de sales colectoras. Logrando que la estabilidad del xantato de plomo aumente conforme la longitud de la cadena del colector tipo xantato crece.

Wills y Finch (2016) señalan que generalmente la flotación de galena se realiza a un pH entre 9 y 11 en la industria. Esto se debe al bajo costo de la cal que permite controlar el pH de la pulpa.

En la flotación de galena es importante identificar las especies hidrofóbicas responsable de la flotación; el dixantógeno es un producto de la oxidación del xantato en la galena y la presencia de dixantógeno es esencial para una flotación eficiente, como conclusión el mecanismo de interacción de la galena con el xantato es la coexistencia de xantato de plomo y dixantógeno (Hu et al., 2009).

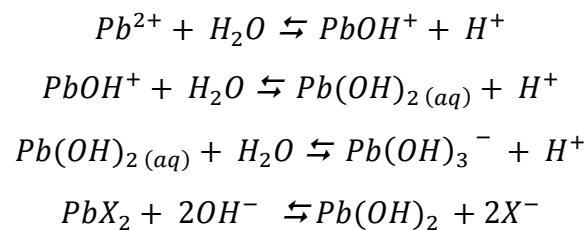
Siendo el xantato de plomo la especie hidrofóbica que se puede formar por las reacciones:



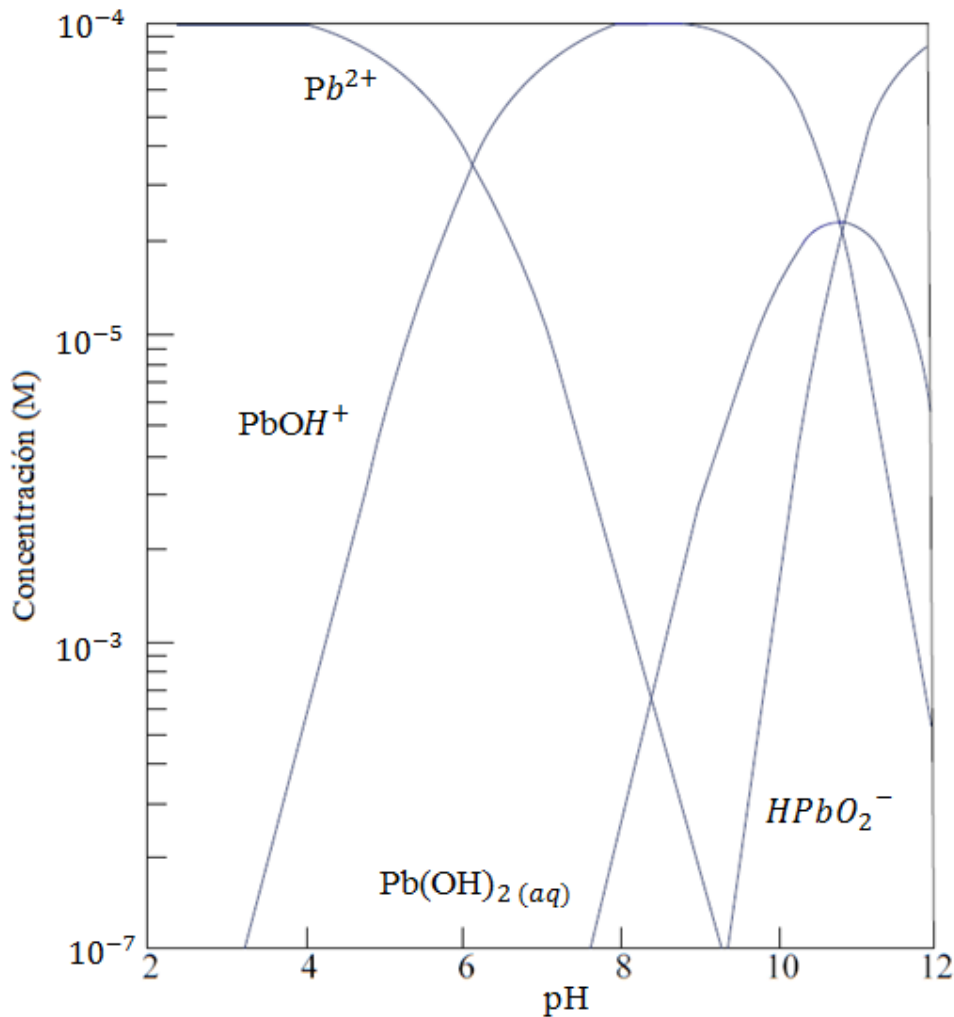
Para la flotación selectiva se han propuestos varios procesos para la separación de sulfuros de zinc y plomo, por lo tanto, es importante conocer los mecanismos para deprimir a la galena.

**Depresión con iones hidroxil.** La depresión de galena es posible arriba de un pH 11 por la formación y estabilidad de las especies “plumbita”  $Pb(OH)_3^-$  que se forma sobre la superficie de la galena, la cual evita la formación de xantato de plomo.

El efecto de los iones hidrógeno e hidroxilo sobre la depresión de galena se debe a que estos iones se incorporan a la doble capa eléctrica cambiando la carga superficial del mineral la cual evita la adsorción del colector. Las reacciones de hidrólisis del plomo son:

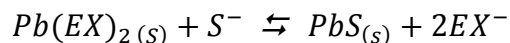


En la Figura 4.3-104 se presenta el diagrama de hidrólisis de las especies de plomo para una concentración de  $1 \times 10^{-4}$  mol/L de  $PbCl_2$ . En este diagrama la especie plumbita  $Pb(OH)_3^-$ , está representada en la forma no hidratada  $HPbO_2^-$ . En el diagrama se aprecia que, por encima de un pH de 11, la plumbita es la especie estable de los iones de plomo, concluyendo que su formación es la responsable de la depresión de la galena a altos valores de pH que evitan la formación del xantato de plomo.



**Figura 4. 3-104** Diagrama de distribución de especies de Pb a una concentración logarítmica para  $1 \times 10^{-4} M$   $Pb^{2+}$  en diferentes valores de pH. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

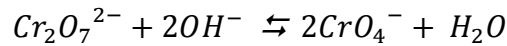
**Depresión con sulfuros.** El sulfuro de plomo es un compuesto insoluble, la adición de sulfuros de sodio da como resultado la formación de sulfuros de plomo en lugar de xantato de plomo, si las dos especies acuosas están presentes al mismo tiempo. Cuando el xantato es adsorbido y la adición de sulfuro de sodio produce la siguiente reacción:



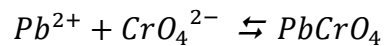
Debido al enlace entre el Pb y el xantato es necesario un lapso de tiempo para reemplazar el xantato por el ion sulfuro. De todos los sulfuros, la galena exhibe una mayor sensibilidad a iones sulfuros por lo tanto es un gran depresor.



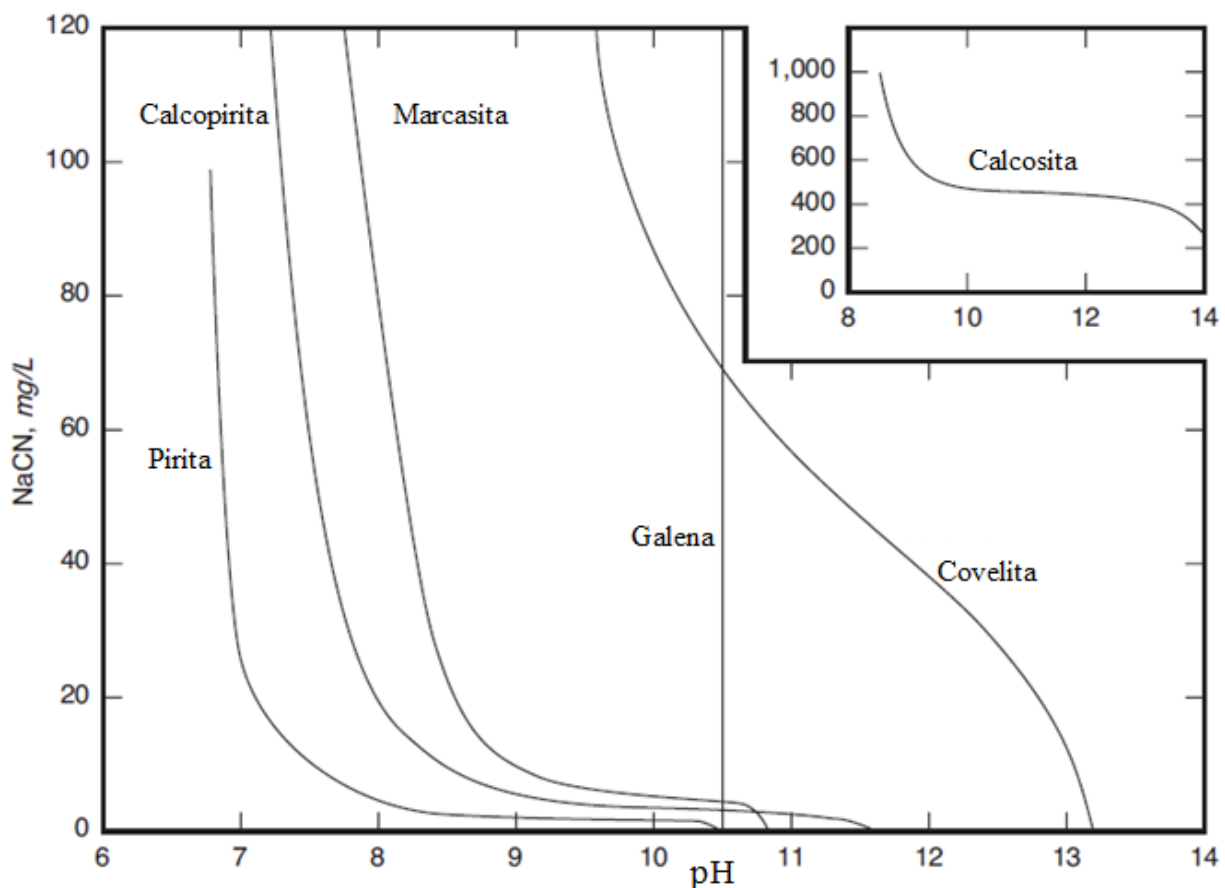
**Depresión con cromato.** El cromato de plomo es un compuesto poco soluble. Esta baja solubilidad es aprovechada para deprimir a la galena. El efecto depresor del ion cromato puede entenderse al observar la diferencia del producto de la solubilidad del cromato de plomo  $12 \times 10^{-16}$  y el sulfuro de plomo  $8 \times 10^{-12}$ . De esta manera el dicromato de potasio es un reactivo depresor de la galena. Cuando se adicionan iones cromato a una solución alcalina, se forman iones cromato de acuerdo a la siguiente reacción:



La depresión de la galena con iones cromato se debe a la sedimentación de cromato de plomo sobre la superficie mineral proporcionando características hidrofílicas.



**Depresión con cianuro.** Respecto a la depresión de la galena en presencia de cianuro, las curvas críticas de cianuro para varios minerales se muestran en la Figura 4.3-105. Es importante señalar que el ángulo de contacto en la galena y su flotación son independientes a la adición de cianuro. Esto se debe a que el plomo no forma complejos de cianuro. La depresión observada por encima de un pH 10.5 se debe al hidróxido de plomo, carbonato o tiosulfato básico.



**Figura 4. 3-105** Curvas de contacto para minerales sulfuro en un sistema de NaCN a diferentes valores de pH. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

### Flotación de esfalerita.

Las características de flotación de la esfalerita reciben una gran atención porque flota con ausencia de iones activadores empleando xantatos de etilo y amilo. Esto se debe a las características de oxidación de la esfalerita; se ha demostrado que la formación y la adsorción de precipitados de xantato de zinc en la superficie de la esfalerita es necesaria para la flotación en ausencia de activadores. Con esfaleritas que son refractarias, la cantidad de  $Zn^{2+}$  es limitada por lo tanto no estará disponible para la formación de capas de xantato de zinc en la superficie y en el caso de la marmatita el comportamiento es más complicado por la existencia de hierro.

Respecto a la adsorción del xantato en la esfalerita es similar a la calcocita y galena, ya que el xantato se adsorberse en dos etapas. La primera etapa implica la quimiadsorción de una capa inicial de xantato en coordinación 1:1. La segunda etapa implica la formación y adsorción de xantato de zinc precipitado en la superficie de la esfalerita.

La respuesta de flotación de la esfalerita con amil xantato logra una excelente flotación a un pH de 3.5 hasta un pH 9 con una recuperación moderada sin algún activador. Es importante considerar que no hay diferencia en la respuesta de flotación entre la esfalerita y marmatita.

Otro punto a considerar es que la flotación de la esfalerita se encuentra en función de la concentración del xantato y la longitud de la cadena de hidrocarburos (ver, Figura 4.3-106). A medida que se reduce la cadena de hidrocarburos aumenta la concentración. Una concentración de  $2 \times 10^{-2}$  mol/L de etil xantato y  $3 \times 10^{-4}$  mol/L amil xantato otorgan una flotación completa.

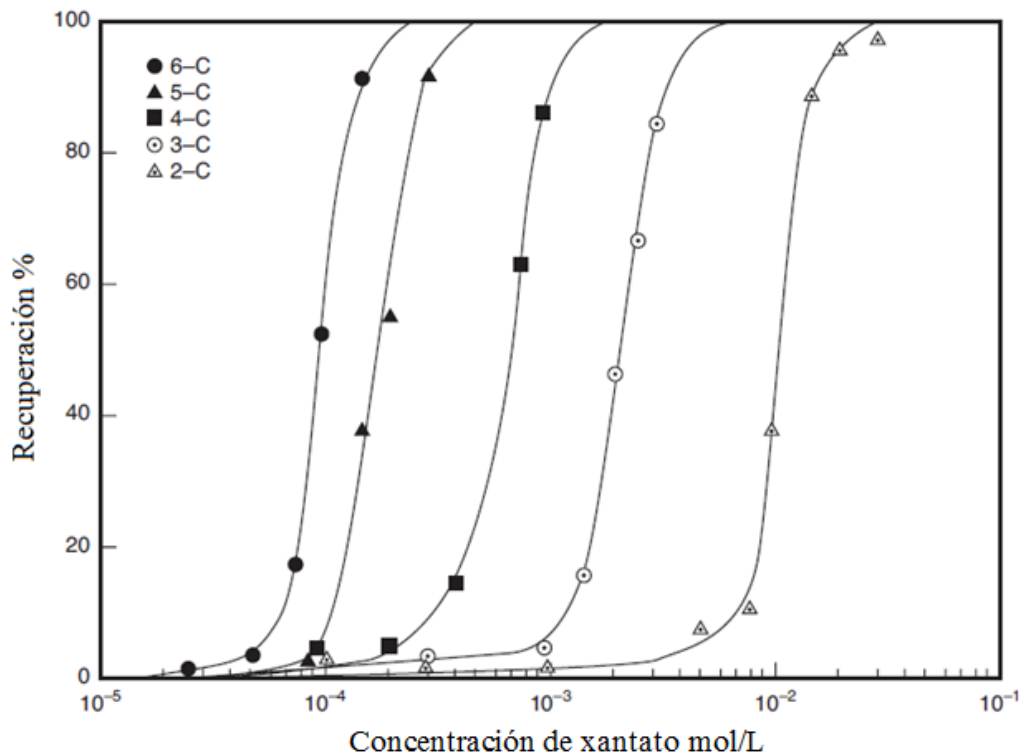
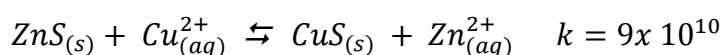


Figura 4. 3-106 Recuperación de esfalerita en función de la concentración de xantato y su longitud de la cadena de hidrocarburos a un pH de 3.5. Adaptado de Fuerstenau et al. (1985).

Una práctica comercial es aprovechar el hecho que la esfalerita no flota en un medio alcalino con niveles modestos de xantato de etilo para una flotación selectiva. En la industrial los sulfuros como la calcosita, calcopirita y galena se hacen flotar selectivamente desde la esfalerita.

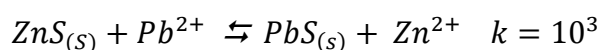
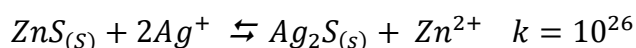
Cuando se desea flotar esfalerita con facilidad se adiciona un activador que consiste en un catión metálico cuyo sulfuro metálico es más estable que el sulfuro de zinc. Entre los iones metálicos que poseen esta propiedad son cuproso, cúprico, mercurioso, mercúrico, plata, cadmio y antimonio. El activador elegido comúnmente es el sulfato de cobre por su bajo costo y cuestiones de seguridad.

El sulfato de cobre demostró que el  $Cu^{2+}$  desplaza al  $Zn^{2+}$  de la red de la esfalerita en la superficie del mineral. El intercambio iónico es bastante rápido hasta que se reemplaza la capa de zinc superficial. El efecto activador del cobre se explica bajo el siguiente equilibrio:

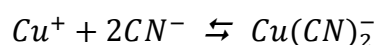
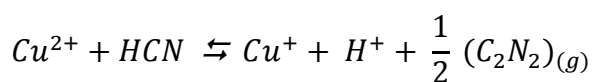


Para que esta reacción se efectuara debe existir una concentración de cobre en solución de  $9 \times 10^{10}$ . Después de la activación con  $Cu^{2+}$  la respuesta a la flotación de la esfalerita es similar a la de los sulfuros de cobre.

Cuando la pirita está presente con la esfalerita, el cianuro no puede usarse para deprimir la pirita, si se utiliza sulfato de cobre para activar la pirita. La separación selectiva de estos dos minerales se logra por flotación a un pH mayor a 11.5 con sulfato de cobre y etil xantato. La esfalerita se activa aun en estas condiciones, pero el  $Cu^{2+}$  y  $Cu(OH)$  no pueden oxidar el xantato a este pH. Otras reacciones de activación son:



La activación con iones cobre de la esfalerita se puede evitar en los sistemas de flotación que contienen sulfuros de cobre, mediante la adición de cianuro de sodio. El complejo cuprocianuro  $Cu(CN)_2^-$ , es estable permitiendo limitar la concentración de iones de cobre disueltos en la pulpa bajando la probabilidad de la activación de la esfalerita. Las reacciones de este proceso son:



Algunos reactivos que pueden usar como desactivadores son: el azufre, amonio, tiosulfato y algunas aminas. Un reactivo desactivador debe tener un ion capaz de reaccionar con el cobre existente en solución. La depresión de la esfalerita y marmatita es posible a potenciales altos (pH alcalinos) por la formación de oxi-azufre e hidróxido de zinc /hierro que detiene su flotación siempre que no se encuentra en la solución el ion cobre.

La separación y recuperación por flotación de concentrados de plomo y zinc que contienen como menas principales la galena y esfalerita está totalmente establecida. Los minerales de plomo – zinc se pueden clasificar como minerales complejos y los problemas de recuperación aumentan con el grado de diseminación de los minerales. La presencia de un gran porcentaje de pirita aumenta la problemática de la recuperación y selectividad del sistema plomo – zinc.

Se ha comprobado que los minerales de plomo y zinc contienen cantidades económicas de oro y plata, en algunas ocasiones cobre. Cuando se tiene oro, el uso de cal para regular la alcalinidad del circuito de plomo resulta en la depresión del oro libre, disminuyendo su recuperación. Otro aspecto importante es considerar que la cal puede activar a los minerales de zinc, si no se cuenta con un control en el pH.

La galena se encuentra asociada a minerales de plata o plata nativa, en este caso está mena de plomo puede contener plata como una mezcla permitiendo extraer la plata como un subproducto del concentrado de plomo. La plata proporciona un valor económico alto al concentrado de plomo de esta forma las fundiciones pagan más por el concentrado de plomo. Por lo otro lado los concentrados de marmatita tienen un bajo contenido de zinc debido a la dilución de los minerales de hierro.

### **El principal método para la separación de Pb – Zn:**

En los minerales de plomo – zinc se flota primero el concentrado de plomo, mientras que se deprimen los minerales de zinc. Después de la flotación de plomo, los minerales de zinc se activan con sulfato de cobre y se flotan selectivamente.

Es importante destacar que de los minerales de plomo – zinc la galena no flota sin la presencia de cianuro. Los modificadores de pH son parte crítica para la flotación de galena donde solo responde bien a la flotación en presencia de carbonato de sodio en un pH de 11.5. El álcalis y los depresores en la flotación selectiva de plomo –zinc es importante para reducir los efectos nocivos de la oxidación superficial de los minerales y la presencia de sales solubles.

Bulatovic (2007) indica que se han clasificado a los minerales de plomo – zinc de acuerdo con sus propiedades de flotación en seis grupos:

- Minerales de Pb – Zn de grano grueso con un contenido de pirita de bajo a medio, donde la galena y la esfalerita se liberan en una molienda gruesa.
- Minerales de Pb – Zn como un sulfuro masivo de pirita, galena y esfalerita de grano grueso, los cuales no están oxidados y la esfalerita se muestra con un porcentaje de marmatita.
- Minerales masivos de Pb – Zn finamente diseminados, con una mineralogía compleja que contiene de un 15 % - 60 % de pirita /pirrotita. Además de pirita, el mineral contiene barita y limos.
- Minerales de plomo – zinc refractarios donde la galena y la esfalerita se encuentra diseminados y el contenido de sulfuro de hierro varía del 10 % al 90 %. Estos son minerales difíciles de separar es necesario implementar una molienda fina. Un ejemplo de este tipo de mineral se da en la operación Mount Isa Mines Limited donde la aplicación de molinos IsaMill se instalaron para lograr una mayor recuperación.
- Minerales de plomo – zinc oxidados y alterados que se caracterizan por la presencia de ganga ácida y un pH natural que va de 4.0 – 5.0. El uso de cianuro es restringido por la presencia de iones en solución.
- Minerales de plomo – zinc donde los minerales de plata son predominantes (150 a 500 g/t) y el mineral procesado se centra en maximizar la recuperación de plata.

El método principal deprime los minerales de zinc y la pirita en el circuito de flotación de plomo con cianuro, en combinación con sulfato de zinc. La cantidad de sulfatos de zinc suele ser de tres a cinco veces mayor que la del cianuro. Los depresores se agregan en la etapa de molienda antes de la flotación primaria del plomo y si es necesario en el circuito de limpieza. Si el concentrado de la etapa primaria es enviado a una re-molienda antes de enviarlo a las celdas de limpieza, se puede agregar los depresores al molino. Se ha encontrado que el sulfito de sodio o bisulfito tiene una mayor acción depresiva en el mineral de zinc en combinación con el cianuro y sulfato de zinc. Cuando el oro y la plata están presentes, previamente al sulfato de zinc u óxido de zinc se dosifica cianuro para formar complejos de cianuro de zinc para evitar la disolución del oro y la plata. Se utiliza una relación 2:3 de Zn a NaZn para preparar el complejo de cianuro de zinc.

Cuando se garantiza la depresión de la esfalerita se acondiciona la pulpa con los colectores para la flotación del plomo y el espumante, para la flotación del plomo es importante un pH casi neutro para deprimir la pirita. Los colectores utilizados para la flotación de plomo se logran utilizando una combinación de xantato y ditiofosfato, si la superficie de la galena está ligeramente oxidada se emplea mercaptobenzotiazol, los espumantes utilizados son los tipo alcohol.

Las colas del circuito de flotación del plomo se envían al circuito de flotación de zinc, antes de ser alimentados es activada con sulfato de cobre (50 g/t por cada punto porcentual de zinc). Los iones de cobre reemplazan a los átomos de zinc en la superficie de la esfalerita creando una cubierta de cobre falso que facilita la flotación de la esfalerita usando el proceso de flotación de los minerales de cobre. Para la flotación del zinc es importante ajustar el pH con cal para garantizar la depresión de la pirita, la secuencia más favorable es la adición de cal antes de la adición de sulfato de cobre.

Como los minerales de zinc generalmente se encuentran asociados a la pirita. Para obtener una ley del concentrado de zinc alto y económico, es importante asegurar utilizar:

- Un colector selectivo o una combinación de colectores.
- Una dosis adecuada de sulfato de cobre.
- Una dosis adecuada del colector.
- Garantizar un pH apropiado (8.5 – 12.0).
- Un correcto orden para la adición de cal y sulfato de cobre.

La presencia de ganga fina de dolomita y magnesita en el concentrado de zinc lleva a utilizar sulfonatos de lignita o quebracho en la etapa de limpieza del zinc. Algunas operaciones recuperan un concentrado de pirita después de la flotación de minerales de plomo y zinc. En las colas del zinc se añade ácido sulfúrico para lograr un pH entre 7 y 8.5. La pirita se flota con isobutil o xantato de amilo, la adición de sosa caustica contrarrestar el efecto depresivo de la cal, precipitando los iones de calcio en forma de carbonatos. Es posible flotar la pirita sin acondicionar el pH con la activación de la pirita con pequeñas cantidades de sulfato de cobre utilizando colectores Aerofloat (Cytex, 2002).

A pesar del proceso de tratamiento general en la flotación de plomo – zinc, en varias plantas se utilizan diferentes alternativas. Los circuitos alternativos son:

**Eliminación de plomo de los concentrados de zinc.** Se realiza con el objetivo de reducir el contenido de plomo del concentrado de zinc en los casos donde se hace una secuencia de flotación plomo – zinc. La eliminación del plomo se logra enviando el concentrado de zinc a una etapa de re-molienda para después deprimir el zinc usando sulfato de zinc y cianuro a un pH entre 8.5 y 9, y volver a flotar el plomo. Otra opción es utilizar dicromato como depresor de plomo y hacer flotar la esfalerita.

**Flotación inversa de sulfuros de hierro del concentrado de zinc.** Se realiza con el objetivo de aumentar la calidad del concentrado de zinc. Para lograrlo mediante dos métodos:

- Desorción donde el concentrado de zinc se acondiciona primero con  $Na_2S$  en una pulpa diluida al 20 % de sólidos, seguido por un espesamiento para después repulpear el concentrado con agua fresca. Posteriormente el concentrado se acondiciona con  $Na_2CO_3$  hasta lograr un pH de 10.2 y enseguida se adiciona  $ZnSO_4$  para lograr la flotación de la pirita.
- Método térmico. Consiste en pre-calentar el concentrado de zinc con  $H_2SO_4$  a un pH 4.5, posteriormente se realiza la flotación de la pirita a  $65^\circ C$  usando aceite de pino o glicol como espumante.

**Flotación inversa de sulfuros de hierro a partir de concentrado de plomo.** Se realiza con el objetivo de aumentar la calidad del concentrado de plomo. Existen dos métodos principales para esta flotación inversa, la selección del método depende de la naturaleza de las impurezas presentes en el concentrado.

Cuando se encuentran pirita, material carbonoso y zinc, el concentrado de plomo se acondiciona por etapas con cal hasta un pH cercano a 12.0 y una pequeña cantidad de  $CuSO_4$  para activar la pirita y esfalerita. Posteriormente se hace flotar la esfalerita y pirita utilizando pequeñas cantidades de xantato y un espumante tipo alcohol.

En el segundo método, el concentrado se calienta a  $85^\circ C$  aun pH aproximado a 4.5 – 5.0 esta temperatura se mantiene durante 10 minutos y después la pulpa se enfría a  $60^\circ C$ , seguido de la flotación de la pirita. Empleando este método el zinc contenido en el concentrado de plomo no flota con la pirita.

Cuando el contenido de plata es alto en los minerales de plomo – zinc es importante considerar que el cianuro tiene un efecto sobre los minerales de plata como la argentita y pirargirita. Con un aumento en el NaCN, la ley del plomo aumenta ligeramente, pero la recuperación de plata en la etapa de limpia disminuye significativamente. Algunos de los depresores alternativos para los minerales de plomo – zinc son  $Na_2S$  y  $Na_2SO_3$ .

#### 4.3.7.1.3 FLOTACIÓN COBRE – MOLIBDENO

Los minerales de pórfido de cobre a menudo contienen pequeñas cantidades de molibdeno y cobre. La principal mena de molibdeno es la molibdenita, su flotación es natural por tener una característica hidrofóbica, primero se flota los minerales cobre y luego se usa una flotación selectiva para separar la molibdenita. En la flotación de la molibdenita se lleva a cabo a pH 7 - 8 usando cal para asegurar la depresión de minerales sulfurados de hierro y cobre.

Se utilizan generalmente dos métodos para lograr la separación de Cu – Mo:

1. La molibdenita puede deprimirse y los minerales de cobre se flotan.
2. Los sulfuros de cobre y hierro se deprimen y se flota la molibdenita, siendo este el más utilizado.

Cuando la molibdenita está presente en minerales de cobre en una cantidad económica, se flota con los sulfuros de cobre para producir un concentrado Cu – Mo. Posteriormente, los sulfuros de Cu y la molibdenita se separan en circuitos de Mo deprimiendo los sulfuros de Cu y se flota la molibdenita que es un mineral hidrofóbico natural. En la flotación de la molibdenita, una práctica común es agregar 20 – 50 g/t de aceite de hidrocarburo como diésel para mejorar la flotación.

Dependiendo de la mineralogía del cobre, se han utilizado diversos reactivos para lograr una óptima separación. La selección de reactivos y diagramas de flujo utilizados está dictada por la naturaleza y mineralogía del yacimiento, el comportamiento de flotación de los minerales ganga, cantidad y presencia de pirita y el contenido de minerales arcillosos.

Algunas operaciones donde se procesan pórfidos de cobre tienen prácticas operativas similares. Es importante señalar que la mayoría de las plantas operativas que tratan minerales de pórfido de Cu – Mo tratan entre 20,000 y 150,000 tpd de mineral, algunas operaciones son:

- Magna Kennecott, USA.
- Chuquicamata, Chile.
- San Manuel, USA.
- Highland Valley Copper, Canadá.

Los reactivos de flotación utilizados en el tratamiento de pórfidos de cobre y cobre – molibdenos es relativamente simple y generalmente involucran a la cal como modificador, el xantato como colector primario y un colector secundario. Muchas plantas usan una mezcla de dos o más espumantes, debido al contenido de minerales arcillosos. La presencia de arcillas se genera una espuma seca que es difícil de retirar y con espumantes del tipo alcohol se da una espuma inestable.

**Modificadores y depresores.** Usualmente se emplea cal como un modificador de pH, así como para deprimir a la pirita durante la etapa de limpia. El pH de flotación es < 10, este alto pH no está diseñado para deprimir la pirita en primera instancia, es utilizado como un modificador de espuma. El pH alto produce una espuma estable con un mejor poder de carga que a un pH bajo en el caso de la mayoría de los minerales de pórfido de cobre.

Los cationes solubles en el sistema de flotación como lo son  $Cu^{2+}$  y  $Fe^{2+}$ , se precipitan a un pH alto; esto da como resultado la opción de tener una mejor adsorción del colector. Los colectores más utilizados son del tipo xantato como primario y ditiofosfatos como secundario.

Bulatovic (2007) indica que pruebas en diferentes laboratorios y en plantas a diferentes pH (11, 12, 13) han permitido señalar dos factores principales para determinar la cantidad de cal a utilizar, estos son:

- El pH elegido para la flotación del cobre debe estar en función del tipo de espumante a utilizar, algunos espumantes aun pH bajo permite aumentar la recuperación de cobre y otro grupo de espumantes aun pH alto genera burbujas más estables.
- Las partículas medianas y gruesas mejoran su flotabilidad en un pH alto, si el mineral principal de cobre es la calcosina, y cuando la calcopirita es el mineral principal se requiere un pH más bajo (8.5 – 9.5).

Cuando se emplea la cal como depresor de la pirita, es importante considerar que la mayor parte de la pirita se encuentra en el concentrado de la flotación primaria en una porción de las menas de cobre que se asocian con pirita de grano grueso o porque la pirita se activa con cationes de cobres desde la etapa de molienda o en el tanque de acondicionamiento. Lo recomendable es emplear cal como depresor en las etapas de limpia.

Cuando el pórfido de cobre tiene como mineral principal calcosita, la depresión de la pirita ocurre a un pH de 11.5, mientras que en el caso de la calcopirita el pH debe mantenerse cercano a 10.5 – 11. En algunas operaciones la depresión de la cal no es efectiva, debido a que la pirita no se encuentra liberada de la calcosina, por lo tanto, se emplean una etapa de remolienda.

Otras alternativas como depresores de la pirita son los almidones oxidados, dextrinas y los HQS. Un depresor HQS es la mezcla de silicato de sodio, fosfato de sodio y quebracho empleado en algunas operaciones en Chile. El almidón o la dextrina se agregan en la molienda o en las operaciones de limpia.

La elección de los colectores se puede hacer identificando las especies mineralógicas, objetivos metalúrgicos y condiciones de operación. En algunas plantas la elección del colector está influenciada por el pH del circuito operativo.

El colector primario en las operaciones de pórfido de Cu –Mo es el xantato, y como colector secundario se pueden emplear ditiofosfatos, dixantógenos, tiocarbamatos, ésteres xantatos y mercaptobenzotiazol, siendo el más empleado los ditiofosfatos. Los factores que influyen en la selección del colector secundario son:

- Presencia de minerales arcillosos. Cuando se tiene esta condición los mercaptanos o ditiofosfatos son beneficiosos para la recuperación del cobre y molibdeno.
- Minerales de cobre presentes en el mineral. La combinación de minerales de cobre como calcocita, covelita y calcopirita, permite la aplicación de tiocarbamatos, junto con xantatos. Es importante considerar que el tiocarbamato es un colector deficiente para la molibdenita, por lo tanto, se añade una pequeña cantidad de ácidos grasos en la etapa de molienda para ayudar en la recuperación de la molibdenita.



- Presencia de partículas intermedias. Esta condición permite utilizar una combinación de xantato y mercaptanos, agregados en la etapa de molienda.

La selección del espumante se relaciona con la granulometría de los sólidos, por ejemplo, debe ser lo suficiente selectivo para recuperar cobre fino si la operación lo requiere. En la flotación de pórfidos de cobre la formación de espuma está controlada por el pH y la presencia de arcillas que genera una espuma inestable y poder espumante reducido.

La inestabilidad del espumante ocurre con la presencia de partículas ultra-finas. En las plantas de flotación de pórfidos de cobre que contienen minerales arcillosos, la espuma de cobre se flocula después de la adición de un colector primario.

**Flotación de molibdeno y métodos de separación de Cu-Mo.** La mayor parte de la producción mundial de molibdeno proviene como un subproducto del concentrado de cobre. Durante la flotación de minerales de cobre y molibdeno, se agrega en pequeñas cantidades algún aceite de hidrocarburos (queroseno, aceites refinados, aceite de pino o éster xantato) a la molienda para mejorar la flotabilidad del molibdeno. En algunos casos añadir aceite de hidrocarburos, puede interferir con la formación de espuma, para esto se opta por agregar este aceite a las celdas de separación de molibdeno.

Los efectos de varios aceites fueron estudiados ampliamente por Fuerstenau et al. (1985) para flotación de molibdenita algunas consideraciones generales son:

- Los aceites de alta viscosidad dan una alta recuperación de molibdeno.
- La recuperación de molibdeno, tanto en el concentrado Cu – Mo como en la separación de  $Mo_2S$ , depende mucho del tipo de espumante utilizado. Los alcoholes aromáticos como el aceite y la parafina proporcionan una mejor recuperación que los MIBC o el glicol.

Durante la separación cobre – molibdeno, el uso de aceite puro crea una espuma seca y colapsa. El uso de una emulsión mejora significativamente la recuperación de molibdeno. Un emulsionante como el aceite de coco sulfatado mejora la separación del molibdeno, deprimiendo el cobre en una primera instancia. En algunos casos la dextrina deprime a la molibdenita.

La separación Cu-Mo puede considerarse como un proceso complejo y generalmente depende de la naturaleza y composición del concentrado Cu – Mo. Algunos parámetros que afecta la selección de separación son:

1. Tipo de colector utilizado en la flotación Cu – Mo, si se emplea xantato solo como colector entonces la desorción del colector en la superficie mineral se logra con  $Na_2S$  o  $NaHS$ . Pero si utilizan colectores de tipo ditiofosfato o tiocarbamato, la desorción con  $Na_2S$  o  $NaHS$  no se puede lograr, y en consecuencia se debe utilizar una técnica alternativa de separación.
2. Tipo de minerales de cobre presentes en el concentrado, en el caso de la calcopirita esté presente como un mineral primario, el método de separación implica utilizar iones de azufre para deprimirlo. Si el mineral en el concentrado es calcosita u otro como la bornita, covelita se deben de estudiar su depresión con iones sulfuros, cianuro o hidroxilos.

3. El contenido de impurezas en el concentrado juega un papel fundamental en la selección del método de separación. El concentrado puede contener impurezas como oro, plata, zinc y mineral ganga como cuarzo y feldespatos. Para rechazar estas impurezas, se debe de emplear diferentes depresores.

Bulatovic (2007) indica que existen cuatro métodos de separación de Cu – Mo disponibles y se han practicado en plantas de beneficio durante varios años, estos métodos son:

**Tostación.** La tostación oxidante del concentrado de Cu – Mo a temperaturas de 250° C - 450° C para eliminar los reactivos residuales. El concentrado de Cu se bombea para flotar el molibdeno. En algunos casos la ganga silíceas se flota antes que el molibdeno empleando un colector catiónico, este método también se conoce como “Proceso Utah”.

**Tratamiento de vapor.** El concentrado de Cu – Mo es espesado a 45 % – 65 % de sólidos. La pulpa espesada se acondiciona con cal hasta un pH de 11 – 11.5 durante 30 minutos – 1 hora, seguido de un tratamiento de vapor entre 1 y 4 horas. Después de calentar, la pulpa pasa a una etapa de enfriamiento hasta una temperatura de 30 – 35 °C. Después de esta etapa, la pulpa se diluye a 15 -25 % de sólidos y el molibdeno se flota, en otra ruta el concentrado de la flotación primaria se tuesta a 300 – 400 °C y luego se flota para recuperar la molibdenita remanente.

**Tratamiento por ferrocianuro.** El método consiste en deshidratar el concentrado, acondicionar con reactivos oxidantes seguido de la adición de ferrocianuro y la flotación del molibdeno. El uso de ferrocianuro de sodio o potasio es común, en algunas ocasiones se emplean agentes oxidantes como el hipoclorito o el peróxido de hidrógeno para mejorar la eficiencia de la separación. El cianuro de sodio se utiliza en la limpieza de Mo para ayudar en la depresión de menas de cobre y pirita.

**Tratamiento con sulfuros.** El método consiste en el acondicionamiento con  $Na_2S$  o  $NaHS$  para la desorción del xantato para deprimir el mineral de cobre y flotar el molibdeno. Este proceso se utiliza solo cuando el mineral principal es la calcopirita o calcopirita – bornita. Esta tendencia en la separación de Cu –Mo es utilizar el hidrosulfuro de sodio para deprimir los sulfuros de cobre y la pirita. El uso de gas nitrógeno en lugar de aire es utilizado en las plantas, el nitrógeno reduce la oxidación y el consumo de hidrosulfuro de sodio, haciendo que el proceso de separación sea eficiente. En las etapas de limpieza la molibdenita en algunas operaciones utiliza cianuro para deprimir, los sulfuros de cobre y pirita residuales. En algunas ocasiones el concentrado final de molibdenita puede someterse a un tratamiento de lixiviación con cianuro o cloruro férrico para eliminar el cobre residual.

**Reactivos Nokes.** Otro tratamiento utilizado es con reactivos Nokes (componentes tiofosforo o tioarsénico) para deprimir los minerales de cobre, pero han sido sustituidos por cianuro de sodio. Un método probado en el año 2013 por Li-feng Li y Zhan-fang Cao es llevar a cabo una lixiviación selectiva para la separación del molibdeno del concentrado con un alto contenido de cobre, este tratamiento solo ha sido probado a nivel laboratorio.

Un proceso auxiliar para la eliminación de ganga del concentrado de molibdeno implica la depresión de la molibdenita con lignosulfonato de amonio o dextrina y la flotación de la ganga usando un colector catiónico. Algunos depresores utilizados en la separación de cobre y molibdeno son la tioglicerol, xantato de cloro y algunos polímeros artificiales (Bulatovic, 2007).

#### 4.3.7.1.4 CASO DE ESTUDIO: DEPÓSITO DE CHUQUICAMATA, CHILE (2007)

Es un depósito con abundante calcosita y covelita, el concentrado primario de cobre contiene molibdenita que se flota con isopropil xantato (22.5 g/t) y Aerofloat 238 (2.5 g / t) como colectores. Como espumantes Dowfroth 250 y aceite de pino (2.5 g/l) y CaO (1900 g/ l) para el control del pH. El concentrado de las celdas primarias se espesa y se envía a un circuito de remolienda para ser alimentado a las etapas de limpia. El concentrado de cobre final se espesa y lavan para eliminar el exceso de reactivos de flotación de cobre y luego se acondicionan a 60 % de sólidos con 4,500 – 6,000 g/t de reactivos Nokes e hidróxido de sodio para deprimir el cobre y los sulfuros de hierro, y se hace flotar la molibdenita. El concentrado de molibdenita de las celdas primarias pasa por siete etapas de limpia y el concentrado final de lixivia con NaCN (750 – 1,100 g/t) para eliminar el cobre residual para producir un concentrado con un 90 % – 93 % de Mo (Fuerstenau et al., 2007).

#### 4.3.7.1.5 CASO DE ESTUDIO: OPERACIÓN DE MAGNA KENNECOTT, USA (2007)

Fuerstenau et al. (2007) indican que la separación de cobre – molibdeno se logra al deprimir la molibdenita y hacer flotar los minerales de cobre. El mineral contiene calcopirita con pequeñas cantidades de calcosita y bornita. La flotación primaria de Cu – Mo se logra en con un banco primario y un agotativo con la adición de cal para el control del pH, cianuro, ditiofosfato de sodio como colector, MIBC y como espumante ácido cresílico. Al concentrado de la primera etapa, se añade dextrina, xantato y espumante para deprimir la molibdenita y hacer flotar el concentrado de cobre final.

Las colas de las celdas primarias se combinan con el concentrado de los agotativos y se tuesta para destruir los reactivos residuales. Los limos se hacen flotar añadiendo más espumante y cal para controlar el pH. La molibdenita se recupera con la adición de un aceite derivado del petróleo, silicato de sodio y un espumante.

#### 4.3.7.1.6 FLOTACIÓN COBRE – ZINC

Los minerales de cobre - zinc son difíciles de tratar debido a la activación no deseada de la esfalerita por iones de cobre durante la flotación de menas sulfuradas de cobre. La selectividad entre calcopirita y esfalerita, está determinada por los minerales de cobre presentes en el mineral, la flotación es simple cuando la calcopirita es el mineral principal, pero la flotación se vuelve más selectiva con la presencia de minerales secundarios como la bornita, covelita y digenita, en menores porcentajes pirita, arsenopirita, galena y pirrotita. Los minerales ganga son típicamente silicatos, carbonatos, magnetita y talco que representan un reto para el proceso de flotación.

La presencia de los minerales de cobre secundarios es un problema en la separación porque son solubles durante la molienda y liberan iones de cobre. Además, que la activación por cobre de la esfalerita, la presencia de plata, arsénico u otros iones que provienen de diferentes sulfosales puede activar la esfalerita. En la práctica, la separación de la esfalerita de los minerales de cobre resulta difícil, por otro lado, la flotación de la esfalerita, pirita y pirrotita es relativamente sencilla.

El general para la separación y recuperación de Cu – Zn es:

- La esfalerita se deprime con la adición de sulfato de zinc en la etapa de molienda, además de sulfuro de sodio para deprimir la pirita. Posteriormente el cobre se flota en las celdas primarias a un pH 10 -11, las colas de la celda primaria se alimentan al circuito de flotación de zinc donde es activada con sulfato de zinc y se hace flotar a un pH elevado para deprimir los sulfuros de hierro.

Durante la flotación de la esfalerita es importante considerar que sus propiedades de flotación están relacionadas con el contenido de hierro de la esfalerita. La adsorción del colector en la esfalerita disminuye con un aumento del contenido de hierro, también la activación de la esfalerita a un pH alto disminuye con un aumento en el contenido de hierro. Para la flotación de la esfalerita y la marmatita se necesita de una activación, el sulfato de cobre se agrega en una etapa de acondicionamiento, después de la adición de cal. La adsorción de los iones de cobre en la superficie de las menas de zinc haciendo que se comporte como un mineral de cobre, facilitando su flotación.

En algunos yacimientos donde la alteración supergénica es dominante, la esfalerita se encuentra asociada con calcopirita, en este caso la esfalerita puede flotar sin la necesidad de la activación con iones cobre, pero esta característica puede contaminar el concentrado de cobre.

La presencia de calcopirita en el mineral de zinc puede encontrarse favorable en las condiciones que generan los depresores de zinc, existiendo la posibilidad que la calcopirita flote. Otro mineral que afecta la flotación de la esfalerita es la pirrotita, la cual consume el oxígeno que se requiere para la flotación de la calcopirita evitando la separación de Cu – Zn. Cuando más complejo es el mineral se debe prestar mayor atención en la aireación de la pulpa para lograr una correcta separación.

Los esquemas de reactivos utilizados en las diversas plantas operativas son diferentes. Según las características del procesamiento y la mineralogía. Las menas de cobre – zinc se pueden dividir en cuatro grupos:

- Minerales de cobre - zinc, donde la calcopirita es el único mineral de cobre.
- Minerales de cobre - zinc donde el contenido de calcopirita es del 60 al 80 % y el contenido de pirita y pirrotita es del 6 – 40 %.
- Minerales de cobre – zinc altamente alterados, donde la solubilidad de los minerales de cobre es alta en la molienda. Estos minerales se encuentran diseminados y la liberación se produce por debajo de las 30  $\mu\text{m}$ .
- Minerales de cobre – zincs complejos donde la calcopirita está asociada con covelita, bornita y digenita con altos contenidos de pirita.

Los modificadores y depresores son de gran importancia para prevenir la activación de la esfalerita y maximizar la recuperación de valores de oro y plata. Para minimizar la activación de los minerales de zinc por cualquier sal disuelta en el circuito de molienda, la alcalinidad se debe mantener a un pH de 8 -10 mediante la adición de cal y/o carbonato de sodio. Cuando se tienen valores de metales preciosos liberados, se opta por utilizar sosa caustica para regular la alcalinidad. La cal se usa en algunas plantas operativas, donde los metales preciosos no están presente. Para ayudar en la selectividad de los sulfuros de hierro y zinc en la etapa de flotación de cobre, se añade sulfito o bi-sulfito de sodio, o sulfato de zinc y cianuro, al

circuito de molienda o al tanque de acondicionamiento. Otro reactivo utilizado es el dióxido de azufre, antes de la flotación de cobre.

Es importante tener un control en el cianuro de sodio cuando se tienen valores de oro y plata porque se tiene una disminución en su recuperación al formar complejos. Se ha demostrado altas adiciones de cianuro que tienen un efecto negativo en la flotación del cobre, el NaCN se debe utilizar a un pH entre 8.5 – 9.0 donde es más efectivo la depresión de la pirita y pirrotita.

El uso de sulfato de zinc debe ser regulado, porque se ha observado que en altas concentraciones se reduce la recuperación de oro y plata en el concentrado de cobre. No se conoce la causa de este fenómeno solo evidencias de diversas plantas de flotación. Alta concentración de sulfato de zinc también tiene un efecto negativo en la flotación de zinc, la eficiencia de este depresor disminuye en un pH igual a 9.

Otro depresor utilizado es el sulfato de amonio  $(NH_4)_2SO_4$  para tratar minerales de Cu – Zn que contienen pirrotita, para mejorar la depresión de la pirrotita se añade carbonato de calcio. El sulfato de amonio permite deprimir la pirrotita a un pH entre 9.5 y 10.5. La adición de este reactivo se realiza mediante la inyección de  $SO_2$  en una solución de  $NH_4OH$  que se alimenta a la etapa de molienda para producir  $(NH_4)_2SO_4$ . Otra opción para deprimir la pirita y pirrotita es el sulfito de sodio, donde su efectividad se encuentra a un pH entre 10 y 10.5. El bisulfato de sodio  $Na_2S_2O_5$  tiene un efecto depresivo en la pirita y en la pirrotita, además que disminuye la flotación de esfalerita activa en etapas de molienda. El uso de polímeros como la dextrina para deprimir pirita/pirrotita durante la flotación de cobre y zinc es un auxiliar. La adición de carboximetilcelulosa se utiliza para la deprimir ganga hidrofóbica como el talco.

La aplicación del sulfato de cobre como el activador principal de zinc, depende del tipo de esfalerita presente en el mineral. La esfalerita baja en hierro requiere de mayores adiciones de  $CuSO_4$  (entre 100 y 150 g), de manera inversa un mayor contenido de hierro de la esfalerita requiere una adición baja de sulfato de cobre (60 y 80 g). Una sobredosis de  $CuSO_4$  reduce la recuperación del zinc y la selectividad hacia los sulfuros de hierro.

La esfalerita y la marmatita se asocian principalmente con la pirita. Por lo tanto, en el circuito de zinc, para obtener la ley del concentrado alta es importante utilizar:

- Un colector selectivo o una combinación de colectores.
- La dosis adecuada de sulfato de cobre.
- La dosis de colector apropiada.
- Asegurar un pH apropiado para la flotación entre 8.5 – 12.0.
- Una correcta dosificación de cal y sulfato de cobre.

En las pruebas de flotación se deben de considerar todos estos factores en la etapa experimental. Es importante considerar que la pirita se puede activar durante el acondicionamiento con sulfato de cobre. Esta tendencia se puede evitar con la adición de cal para aumentar el pH y deprimir la pirita. Una práctica común es flotar los sulfuros de zinc a niveles de pH de 8.5 a 12.0. En la etapa de limpieza el concentrado de zinc se lleva a niveles de pH superiores a 10.

Bulatovic (2007) señala que el tipo de colector utilizado en la flotación selectiva de minerales de cobre y zinc depende de los siguientes factores:

- Presencia de oro libre.
- Relación de la pirita y pirrotita.
- Especie de sulfuro de zinc presente y el sistema de depresión utilizado.

Los principales colectores utilizados son los ditiofosfatos y tiocarbamatos, empleando xantatos como colectores secundarios. Los xantatos se emplean como colectores primarios en la flotación de cobre cuando no se tienen metales preciosos y donde el pH del circuito se mantiene por encima de 9.5. Cuando la cantidad de pirrotita en el mineral es alto, los colectores de alquil ditiofosfato se usa como colector primario y los xantatos como colectores secundarios.

Cuando se emplean depresores que contienen azufre, los colectores utilizados son los ditiofosfatos o tiocarbamatos. Al activar el zinc, el mineral de zinc es tratado como un sulfuro de cobre por lo tanto el colector utilizado es el xantato.

Generalmente como espumantes se utilizan el tipo alcohol para ayudar a la selectividad del proceso. El principal espumante en el circuito de cobre es el MIBC u otros alcoholes alifáticos, para el circuito de zinc se emplean el tipo glicol y cuando se tiene altos valores de pirrotita se emplean MIBC principalmente.

#### 4.3.7.1.7 CASO DE ESTUDIO: Proyecto Goldstreams, Canadá (2007).

Fuerstenau et al. (2007) mencionan que Goldstreams fue una mina de cobre y zinc de 1,500 toneladas que opere en los años de 1983 a 1996. El depósito fue descubierto el año de 1972 y contenida valores de 3.69 % Cu y 2.69 % Zn. El mineral contiene típicamente alrededor del 40 % de sulfuros que son calcopirita 10 %, esfalerita 6 %, pirrotita 20 % y pirita con valores inferiores a 5 %. La mayor parte de la esfalerita se encuentra en un tamaño fino que están asociados a la pirrotita y en menor grado en la calcopirita. La ganga está constituida por un 30 % de cuarzo, 20 % de otros silicatos y 10 % de carbonatos. El mineral tiene una gravedad específica de 3.2 y la pulpa un pH natural de 8.2.

En Goldstreams Mine se producen dos concentrados, primero se flota un concentrado de cobre y luego se produce un concentrado primario de zinc. La preparación para la flotación de cobre, el mineral se muele a – 200 mallas y luego de la etapa de molienda se acondiciona con cal y xantato hasta llegar a un pH 10.5 en un tanque de acondicionamiento. La flotación Bulk se lleva a cabo en 16 celdas de 100  $ft^3$  seguido por seis celdas agotativas de 100  $ft^3$ .

En xantato y MIBC se agregan en las celdas primarias y agotativas. El concentrado de los agotativos se recircula al tanque de acondicionamiento primario y las colas forman parte las colas finales. El concentrado de las celdas primarias se envía a una etapa de remolienda para obtener un tamaño – 400 mallas y luego se envía a la etapa de limpia que cuenta con 10 celdas de 100  $ft^3$  que tienen un pH de 8.3 donde las colas se envían al circuito de zinc. Una segunda etapa de limpia se realiza en doce celdas, donde las colas se envían a una tercera limpia en ocho celdas de 100  $ft^3$ . Las colas de la tercera etapa de limpia se envían a la primera etapa de limpia, al igual que las colas de la etapa secundaria. El pH de las limpias se controla con la adición de  $SO_2$  y se emplea como espumante Dow 250.

Las colas de las limpias del circuito de cobre se alimentan al circuito de zinc, donde se agrega cal para lograr un pH de 11.2, se agrega sulfato de cobre y xantato que se hace flotar el zinc en una etapa primaria en dos celdas de  $100 \text{ ft}^3$ . El concentrado de la etapa de limpia del circuito de zinc se eleva a un pH de 11.5 con cal para una primera etapa de limpia en cuatro celdas de  $50 \text{ ft}^3$ , las colas de la limpia descargan en las colas finales. El concentrado de la limpia se recircula a la etapa agotativa y el concentrado de etapa de agotativos se envía a la alimentación de la flotación primaria. El concentrado de la etapa primaria de zinc es de baja calidad con 35 – 40 % de zinc donde es enviado a un circuito para eliminar la pirrotita. El concentrado se envía a una etapa de re-molienda a un molino de bolas para lograr una mayor liberación, posteriormente el pH se reduce a 4.3 con  $\text{SO}_2$  y se acondiciona durante dos horas en un tanque. Posteriormente se agrega xantato para flotar la pirrotita dejando el zinc sin flotar para lograr recuperaciones del 90 % del zinc.

#### 4.3.7.1.8 FLOTACIÓN COBRE - PLOMO - ZINC

El proceso de separación de los minerales de Cu – Pb – Zn se encuentra entre las separaciones por flotación más complejas. El comportamiento de los minerales individuales de cobre, plomo y zinc, es diferente entre cada uno y se corre el riesgo de la activación de la esfalerita por los iones cobre disueltos. Un requisito general es que los minerales de cobre presentes deben ser mayor para justificar su flotación y la producción de concentrados, plomo y zinc por separado. El método general para la flotación es:

En primer lugar, se deprime el zinc utilizando los métodos descritos anteriormente, y se hace flotar un concentrado bulk de cobre y plomo. Posteriormente el concentrado de plomo y cobre se envía una etapa de remolienda para su correcta liberación para continuar en dos etapas en circuito paralelo para la separación del Cu – Pb. Al final las colas de la flotación Cu – Pb donde se concentra el zinc es activado para su flotación.

El comportamiento de los minerales de plomo – zinc o cobre – zinc es diferente de acuerdo a su mineralogía, por lo tanto, el proceso de flotación se debe adaptar en función de las características de cada mineral individualmente. En general, existen tres técnicas básicas para el procesamiento de los minerales de cobre – plomo – zinc, estos son:

1. **Método secuencial.** Se realiza la flotación bulk de todos los sulfuros de Cu – Pb – Zn donde el cobre, el plomo y el zinc se hacen flotar secuencialmente para producir tres concentrados por separado.
2. **Método de flotación bulk cobre – plomo.** Donde se lleva a cabo primero la flotación Cu - Pb seguido de la flotación de Zinc contenido en las colas de la flotación primaria de Cu - Pb. La separación de cobre – plomo se realiza en dos circuitos paralelos donde se aprovechan las características de flotación de cada mineral.
3. **Método de flotación bulk Pb – Zn.** En primer lugar, se obtienen concentrados Cu – Pb para después ser separados, las colas de esta flotación son acondicionadas para la flotación del zinc. En la limpia del concentrado Cu – Pb se deprime el Pb y el Zn residual para realizar la flotación primaria de Cu donde en las colas se obtiene un concentrado Pb - Zn en este circuito se obtienen cuatro concentrado Cu, Pb, Zn y Pb – Zn. Este método es eficiente en minerales donde el porcentaje de cobre es alto en relación con el plomo y zinc.

No existe una regla general para seleccionar un método de tratamiento. Sin embargo, hay factores que influyen en la selección del método de flotación, estos factores son:

- Cuando algunos minerales de cobre – plomo – zinc contienen metales preciosos se opta por una flotación secuencial Cu – Pb – Zn para evitar la concentración del oro y plata en los concentrados de Cu – Pb, un ejemplo es la mina de Silver Queen en Canadá.
- Método de flotación secuencial tiene una mejor recuperación de metales preciosos, al tener una mayor selectividad que el método de flotación bulk de cobre – plomo.
- El método de flotación bulk Pb – Zn resulta eficiente en minerales con un porcentaje de cobre alto en comparación con el plomo y zinc.
- El método de flotación bulk cobre – plomo se utiliza por ser el método más fácil debido a que el circuito de flotación no es complejo, resultando económico su instalación.
- Cuando se trata de sulfuros masivos diseminados se requiere de una molienda primaria y una molienda fina, el método de flotación secuencial resulta eficiente una vez que se garantiza la liberación de cada uno de los minerales.
- Cuando la esfalerita tiene una asociación con minerales de cobre, la activación se dará de manera automática en la etapa de molienda. El método utilizado es la flotación bulk de cobre – plomo es la más utilizada.

Conociendo las bases de la flotación de minerales de Cu – Zn y Pb – Zn, se conoce la mayor parte de los reactivos de flotación empleados. La flotación de Cu – Pb – Zn puede ser considerada como la combinación de estos métodos

Los reactivos de flotación utilizados en el método de flotación secuencial y la flotación bulk de Cu – Pb difieren totalmente. Los reactivos para la depresión utilizados en la flotación de cobre- plomo- zinc utilizan combinaciones de sosa cáustica -  $SO_2$  y donde el mineral está parcialmente oxidado, se utiliza un sistema cal -  $SO_2$ . La cal sin la adición de  $SO_2$  se emplean cuando la flotación de Cu – Pb se encuentra en un circuito alcalino. Durante la flotación de cobre – plomo generalmente se emplea cal cuando se usa  $Na_2SO_3$  o  $Na_2S$  como principal depresor. Para la flotación de Cu-Pb-Zn se han establecido algunas tendencias de las plantas concentradoras:

- En el tratamiento de minerales diseminados, se usa carbonato de sodio -  $SO_2$  o cal -  $SO_2$  con o sin cianuro. El sulfato de zinc también se puede usar como parte del sistema depresor.
- Durante el tratamiento de minerales de Cu – Pb – Zn contienen metales preciosos, no se utilizan cal ni sulfato de zinc, ya que estos dos reactivos deprimen los metales preciosos. Para evitar esto se utilizan carbonato de sodio y pequeñas cantidades de cianuro.
- En el caso de minerales parcialmente oxidado, se utilizan cal /  $SO_2$  –  $ZnSO_4$  /  $NaCN$ . El pH de flotación de ser ácido aproximadamente 6.8.

En la práctica las combinaciones de reactivos depresores en la flotación secuencial cobre - plomo – zinc se agrupan en tres grupos:



**Sistema depresor con bisulfuro en la flotación secuencial.** En este método, el principal depresor del plomo durante la flotación de cobre es bisulfuro de sodio (2,000 a 5,000 g/t) que se agrega a la etapa de molienda con o sin sulfato de zinc para deprimir la esfalerita. El cobre se hace flotar utilizando ditiofosfato, ditiocarbamato o etil xantato, en algunas ocasiones se emplea una combinación de xantato y como colector secundario ditiofosfato.

El uso de bisulfuro de sodio en el circuito de cobre tiene una ventaja en la posterior flotación de plomo. Algunas de esas ventajas son:

- El plomo se activa fácilmente con un aumento en el pH sin la adición de ningún reactivo.
- El consumo de cianuro para deprimir la esfalerita se reduce debido a que el bisulfuro de sodio conserva su efecto depresivo sobre la esfalerita durante la flotación de plomo.

Cuando la depresión de pirita no es un problema se utilizan cantidades pequeñas de xantato. El pH habitual en el circuito de flotación de plomo debe estar entre 9.0 y 9.5. En el circuito de Zn se añade cal y sulfato de cobre con colectores tipo xantato para una flotación eficiente.

**Sistema depresor sosa caustica y ácido sulfúrico en la flotación secuencial.** Este método donde se utiliza  $SO_2$ / carbonato de sodio para la depresión del plomo, en la selectividad entre el cobre y plomo. Posteriormente en la flotación de plomo y zinc después de una re-molienda del concentrado de plomo se añade bisulfuro de sodio para deprimir el plomo.

Este método emplea una aireación con el colector para la flotación del cobre. El mineral es molido con carbonato de sodio seguido del acondicionamiento con  $SO_2$  a un pH entre 4.5 y 6.0. La elección del colector depende del pH de la flotación seleccionado y la naturaleza del mineral en algunos casos puede ser del tipo tiocarbamato, ditiofosfato o xantato.

**Sistema depresor cal / almidón /  $SO_2$  en la flotación secuencial.** Este método se aplica en minerales que contienen cantidades significantes de metales preciosos, en especial plata nativa, sulfosales de plata y minerales donde la esfalerita se encuentra pre-activada.

El mineral se tritura con cal y almidón aun pH 10.5 – 11.2, seguido del acondicionamiento con  $SO_2$  para obtener un pH 5.5 - 4.5. El tiempo de acondicionamiento se ajusta para proporcionar un pH estable en la flotación de cobre. Los colectores empleados en la flotación de cobre usados en el sistema depresor de cal -  $SO_2$  son el etil tiocarbamato y ditiofosfatos únicamente. Usando este método de flotación la depresión exitosa del plomo durante la flotación del cobre depende del tipo de almidón utilizado.

El uso de persulfato de amonio como depresor de galena y esfalerita mejora la selectividad entre cobre y plomo – zinc. La flotación de plomo desde las colas de cobre se realiza en un circuito de sosa caustica usando  $ZnO / NaCN$  como depresor de zinc. El pH de flotación del plomo es cercano 7.0 – 7.5, utilizando como colectores una combinación de ditiofosfatos y xantato. Para el circuito de zinc, se emplea sulfato de cobre y cal para llevar a cabo la flotación del zinc a un pH de 10.5 a 11 dependiendo de la cantidad de pirita presente en el mineral.

Los reactivos utilizados en el método de flotación bulk de cobre - plomo con la depresión del zinc y posteriormente la re-flotación de zinc es el método más común. Alrededor del 90 % de las plantas de flotación utilizan este método en México podemos encontrar un claro ejemplo

en Minera Tizapa que implementa un circuito de Cu – Pb, un circuito de separación de Pb – Cu y circuito de Zn (Ramírez y Hernández, 1996).

La elección para separar el cobre y plomo depende de la respuesta de los minerales a separar, los tipos de minerales de cobre, la abundancia de cobre o plomo en el mineral y el grado de oxidación de los minerales. La separación Cu - Pb del concentrado bulk generalmente se logra mediante dos métodos:

**Deprimir el cobre y flotar el plomo.** Se emplean cuando la cantidad de cobre es mayor que la cantidad de plomo. Otros requisitos son que el concentrado no debe contener minerales de cobre secundarios y que el concentrado de cobre tenga una ley comerciable. Las desventajas de este método son el consumo de cianuro, el cual es relativamente alto y que al contener oro libre se pueden formar complejos de oro.

Para la depresión de minerales de cobre, se utiliza cianuro (250 - 500 g/t). Cuando se emplea cianuro para la separación, las pérdidas de metales preciosos y minerales de cobre secundarios pueden ocurrir a través de su disolución. Estas pérdidas se evitan en gran medida cuando se usa un complejo de  $ZnO$  y  $NaCN$  en una proporción 1:3.

La separación de cobre y plomo utilizan cianuro se puede mejorar mediante la desorción de los colectores en la superficie de los minerales, antes de agregar cianuro. Esto se logra mediante el uso de carbón activado y pequeñas cantidades de cianuro.

**Deprimir el plomo y flotar el cobre.** Este método se prefiere cuando la cantidad de plomo en el concentrado bulk es mayor al doble que el contenido de cobre.

La depresión de galena, se realiza con el uso de dicromato de sodio (1,000 g/t), que se agrega justo antes del circuito de separación o en un tanque de acondicionamiento. Un segundo método es deprimir la galena tratando con  $SO_2$  en una columna de absorción, pequeñas cantidades de almidón caustizado o sódico que mejora la depresión de la galena. Un tercer método poco utilizado para deprimir a la galena es el sulfato ferroso y almidón caustizado. Otros depresores utilizados que se emplean son el sulfito de sodio y dextrina.

Otros métodos utilizados para separar el Cu – Pb pueden ser:

- Los dicromatos para separar la calcopirita y galena a un pH entre 5.0 y 8.5. Cuando se utiliza un pH bajo para mejorar la desorción del colector de la galena en la flotación bulk.
- La adición de dicromato con  $Na_2S_2O_5$ , este método resulta efectivo cuando los colectores secundarios están presentes en el mineral. El pH de separación se mantiene entre 6.5 – 7.5.
- Otro método es el de  $SO_2$  – almidón que es efectivo para concentrados de Cu – Pb de baja ley donde se requiere mejorar la calidad del concentrado de plomo. Este método también es utilizado para el tratamiento de minerales diseminados. Es común que este método se pre-caliente la pulpa, este procedimiento consiste en acondicionar la pulpa con almidón o dextrina a una temperatura entre 65 °C – 85 °C y posteriormente enfriar la pulpa en presencia de  $SO_2$  para lograr un pH de 5.0 – 5.5, para después realizar la flotación del cobre.

#### 4.3.7.1.9 FLOTACIÓN COBRE – NÍQUEL

Cuando se habla de minerales de níquel pocos son los de interés económico. El níquel se encuentra asociado en varios minerales como la pirrotita y varios minerales de cobalto como fase isomorfa. Los minerales de níquel se pueden dividir en sulfuros de níquel, arseniuros de níquel y antimoniuros de níquel. De estos minerales los más abundantes son la pentlandita, millerita, violarita y la niquelina. El contenido de pirrotita y pirita en los minerales de níquel es bajo y no representa un problema en el proceso de flotación a menos que la pirrotita contenga cantidades significativas de níquel.

Únicamente los minerales sulfurados de níquel se tratan utilizando el método de flotación o una combinación de separación magnética/flotación. Los silicatos de níquel se tratan utilizando métodos pirometalúrgicos o hidrometalúrgicos. Una característica particular de estos minerales es que contienen ganga hidrofóbica (talco y dolomita), además de minerales de magnesita, calcita y arsenopirita (Bulatovic, 2007).

Una característica de los concentrados de níquel es que el concentrado final es de baja ley, normalmente no excede el 18 % de níquel. Esto se debe a que los minerales de níquel se encuentran contenidos en varias inclusiones, principalmente pirrotita y otros sulfuros.

Cuando se habla del tratamiento de minerales de cobre – níquel, los minerales principales son la calcopirita, pentlandita y pirrotita. Los metales del grupo platino y oro pueden estar presentes en cantidades económicas por lo tanto pueden ser recuperados como un subproducto. Las propiedades de flotación de los minerales de níquel no han sido estudiadas como las menas de Zn, Cu y Pb. Un problema asociado en los minerales de níquel en cuanto a su flotabilidad es que en ocasiones se encuentran con impurezas de otros minerales, por lo tanto, sus propiedades superficiales varían de un yacimiento a otro.

Los minerales ganga juegan un papel fundamental para la flotabilidad de los minerales de níquel, cuando los minerales ganga no son hidrofóbicos se requieren grandes cantidades de colectores, siendo los más utilizados los xantatos butil y amilo, mercaptanos y ditiofosfatos. Cuando la ganga es naturalmente hidrofóbica los ditiofosfatos o mercaptanos logran una mayor selectividad que los xantatos ante la presencia de depresores orgánicos derivados de la celolusa.

Los minerales de níquel como la millerita, niquelita, gersdorffita y pentlandita tienen propiedades de flotación similares. Sin embargo, estos minerales se oxidan rápidamente en presencia de oxígeno. En general, los minerales de níquel se deprimen con cal aun pH de 9.5, con la excepción de la millerita que se deprime a un pH de 10.0. Esta característica de la millerita es beneficiosa porque se puede separarse de la pirita fácilmente en un pH alcalino. La pentlandita se oxida rápidamente durante la aireación de la pulpa formando una capa de óxidos de hierro o hidróxidos de hierro en la superficie, llevando a la depresión de la pentlandita; en una pulpa alcalina este efecto no se produce. Ante esto es importante conocer que la pirrotita se oxida más rápido que la pentlandita y en una pulpa alcalina, la depresión de la pirrotita no se genera a pesar de la oxidación. En general la pentlandita y los sulfuros de hierro pueden deprimirse por el aumento del pH hasta 12 con la adición de cal y una pequeña cantidad de cianuro de sodio.

La petlandita junto con la pirrotita se activa mediante el uso de  $CuSO_4$  (50 – 800 g/t). La flotabilidad de la petlandita después de la depresión con cal puede restaurarse con el uso de  $CuSO_4$ . Esto no es posible cuando se usa cianuro como depresor de petlandita. La desactivación de pirrotita, se logra a un pH cercano a 4.5. El sulfato de cobre se usa solo en el método de flotación secuencial de cobre – níquel, donde el cobre se hace flotar selectivamente desde la petlandita a un pH alto (10.5 – 11.0), seguido de la reactivación de la petlandita con sulfato de cobre para su flotación. Algunos modificadores utilizados en la flotación de Cu – Ni son:

- Ácido sulfúrico para una flotación acida (pH 4.5 -6.5).
- Acido sulfuroso con la inyección de  $SO_2$  para una flotación acida (pH 5.5 -6.5).
- Carbonato de sodio para una flotación alcalina (pH 7.5 – 8.5).
- Cal para una flotación alcalina (pH 9.0 – 10.0).

Cuando la pirrotita no contiene metales preciosos no se requiere de sulfato de cobre y se requiere de un colector selectivo como el ditiofosfato, con una pequeña cantidad de xantato como colector secundario, en algunas plantas se emplea un circuito para la separación de los minerales de níquel y pirrotita, deprimiendo la petlandita a un pH hasta 12, además de utilizar depresores como almidón o dextrina en conjunto con aumento a la temperatura de la pulpa entre 30 - 35 °C mejora la separación. Una característica de la pirrotita son sus propiedades paramagnéticas, por lo tanto, la separación de la pirrotita es posible empleando una separación magnética en los concentrados de níquel.

En las plantas operativas donde no se tiene ganga hidrofóbica, se usan espumantes tipo glicol debido a que los minerales de Cu –Ni generalmente contienen limos, con el espumante tipo alcohol se genera una espuma no estable. El espumante glicol permite la recuperación de partículas gruesas durante la flotación bulk.

Para garantizar la depresión de la pirrotita se ha desarrollado diversas combinaciones depresivas para mantener una alta recuperación del níquel. Las diferentes combinaciones son:

1. Sistema depresor con carbonato de sodio - dextrina. Es utilizado en sistemas de Cu – Ni que contiene minerales de ganga hidrofóbicos como talco y otros aluminosilicatos que permite deprimir hasta el 70 % de la pirrotita.
2. Depresores orgánicos basados en ácido poli acrílico desarrollado por Cytec Chemical Company.
3. Depresores de poli aminas solubles, este depresor es una reacción de poliamina y disulfuro de carbono permite la depresión de la pirrotita, su efecto mejora con pequeñas cantidades de carbonato de sodio.
4. El uso de nitrógeno en la flotación mejora la depresión de pirrotita.

Generalmente se utilizan dos métodos principales que incluyen la flotación secuencial de cobre – níquel, cuando el contenido de mineral de cobre es más alto que el níquel. El segundo método es una flotación bulk de Cu – Ni seguido de una separación mediante la depresión del níquel y la flotación del cobre.

Existen dos diagramas para el procesamiento de minerales de cobre y níquel, estos son:

- La eliminación de pirrotita magnética por un separador magnético antes de la flotación y luego flotar la calcopirita, pentlandita y la pirrotita residual. Por último, la separación de la pirrotita residual del níquel.
- La flotación bulk Cu – Ni, seguido de una separación magnética de la pirrotita a partir del concentrado de bulk, seguido de la separación del cobre y el níquel. Por último, la separación de la pirrotita residual del concentrado de níquel.

Cuando el contenido de cobre lo justifica, el concentrado de cobre – níquel se separa flotando el cobre y las colas de níquel al deprimir las menas de níquel con la adición de cal junto con la adición de cianuro (200 - 500 g/t). Para deprimir los minerales de níquel también se utiliza almidón o dextrina.

#### 4.3.7.1.10 CASO DE ESTUDIO: MINA KEVITSA, FINLANDIA (2016).

Nielsen et al. (2016) mencionan que se trata de una explotación a cielo abierto y el circuito de trituración primaria consta de múltiples etapas, molinos de molienda autógena y un molino de guijarros. La recuperación se realiza mediante una flotación secuencial para la recuperación de Cu y Ni. Las leyes promedio oscilan entre 0.24 y 0.28 por ciento de Cu y entre 0.18 y 0.22 por ciento de Ni. Los elementos del grupo de platino se distribuyen entre los dos concentrados, mientras que el Au se encuentra predominantemente en el concentrado de Cu.

En el depósito de Cu – Ni, los valores de metales preciosos se encuentran diseminados en el yacimiento, lo que requiere una molienda fina hasta  $75 \mu m$ , para alimentar el circuito de flotación. El análisis mineralógico de los concentrados de cobre muestra que la mayor parte del Ni se encuentra como un compuesto de petlandita-calcopirita, para una correcta liberación de la calcopirita se requiere de una mayor reducción de tamaño.

Para llevar a cabo la molienda se llevaron a cabo pruebas de laboratorios con equipos HIGmill, de acuerdo a estas pruebas se determinó que la energía de molienda específica requerida para optimizar la operación de flotación sería de 8 a 10 kW.h/t, llevado a la selección para el proyecto de molienda fina una HIGmill HIG700 que tiene una potencia instalada de 700 kW.

La alimentación del circuito HIGmill es el flujo del concentrado del circuito de cobre primario/agotativo, ya que se determinó como la alimentación más adeudada para el HIGmill en términos de flujo y distribución de tamaños. La re-molienda del HIGmill es seguida por tres etapas de limpia y el concentrado final de cobre es tratado en una columna de flotación, el circuito se muestra con más detalle se muestra en la Figura 4.3-107

La instalación la etapa de re-molienda en el circuito de cobre, la recuperación de cobre aumento aproximadamente entre un 5 % y 10 % y la ley del concentrado aumento entre 1 % y 3 %. Este aumento en el rendimiento metalúrgico se atribuye al aumento en la liberación de los minerales de cobre con la molienda fina. La ley de níquel en el concentrado de cobre también disminuyo de 0.8 % a 0.9 % a 0.6 %, lo que muestra una mejora en la selectividad del proceso de flotación del cobre.

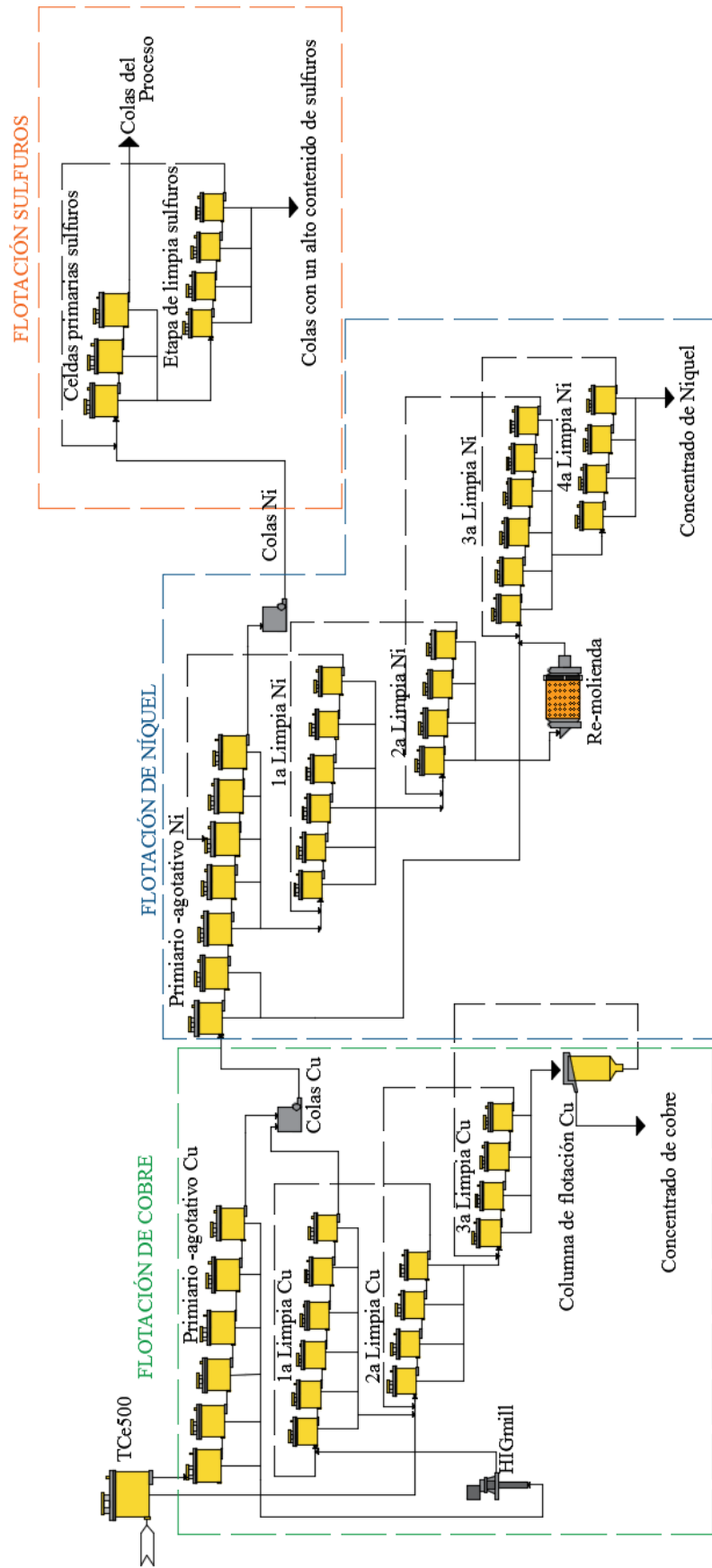


Figura 4.3-107 Circuito de flotación de Kevitsa. Adaptado de Nielsen et al. (2016).

#### 4.3.7.1.11 FLOTACIÓN COBRE - COBALTO

Diversos minerales que contienen cobalto tienen una importancia económica incluyendo la cobaltita, carrolita y linnaeite. Estos minerales se encuentran asociados a minerales de cobre, pirita y sulfuros de hierro como la pirrotita.

Los minerales de cobalto se flotan utilizando como activador sulfato de cobre y colectores xantato y ditiofosfato a un pH de 8 - 9 añadiendo ácido sulfúrico. Para la separación de Cu – Co se usan dos métodos de separación por flotación.

**Flotación diferencial.** Es una separación diferencial de Cu – Co que inicia con la flotación del cobre, en este proceso se agrega cal al circuito de molienda para mantener un pH de 10 – 11 en el circuito de cobre. Posteriormente la pulpa se acondiciona durante 10 a 15 minutos con pequeñas cantidades de cianuro de sodio (25 g/t). Luego se agrega un espumante tipo alcohol y un colector del tipo ditiofosfato. Las colas del circuito de cobre para a una flotación para separar la pirita y pirrotita usando xantatos, dejando el cobalto en las colas de las celdas del circuito de cobre.

**Flotación Bulk Cu – Co.** Es un proceso que se realiza cuando el mineral principal de cobre es la calcosita. Se realiza una flotación bulk cobre –cobalto aun pH natural con xantato y ditiofosfato. La separación del cobre del cobalto en el concentrado bulk se debe tener un pH cercano a 11 para deprimir el mineral de cobalto, para deprimir el cobalto se añaden pequeñas dosis de cianuro de sodio para lograr un pH 11.

Cuanto se encuentra el cobalto con calcopirita, se puede llevar a cabo una flotación bulk con un colector xantato aun pH de 10 y hacer la separación a un pH de 4 con una amina y una combinación de ácidos grasos para recuperar los minerales de cobalto.

#### 4.3.7.1.12 FLOTACIÓN DE MINERALES AURÍFEROS

La recuperación de oro de los minerales auríferos depende de la naturaleza del yacimiento, mineralogía, distribución y ley de oro presente en el mineral. Los minerales en los que el oro se encuentra diseminado son minerales de plomo, cobre, óxidos metálicos, como oro libre o asociada a telurios. En la Tabla 4.3-18 se muestran las asociaciones del oro con diferentes minerales.

**Tabla 4.3-18**

Asociaciones importante de oro con otros minerales.

Asociaciones importantes de oro con otros minerales						
Elemento	Minerales Nativos	Sulfuros	Arseniuros	Antimoniuros	Seleniuros	Teluros
Antimonio		Estibinita				
Arsenico		Oropimente				
		Rejalgar				
Bismuto	Bismuto Nativo	Bismutina				Tetradimita
Cobalto			Cobaltita			
Cobre	Cobre nativo	Calcopirita	Enargita	Tetraedrita		
		Calcosita	Tennantita			
		Covelita	Famatinita			
		Bornita				
Oro	Oro Nativo			Aurostibinita		Krennerita
						Calaverita
Hierro		Pirrotita	Arsenopirita			
		Pirita/Marcasita				
Plomo		Galena				
Mercurio		Cinabrio				
Niquel		Pentlandita				
Plata	Plata Nativa	Argentita	Proustita	Pirargirita	Naumannita	Hessita
	Electrum					
Zinc		Esfalerita				

Adaptado de Marsden y House (2009).

Las partículas de oro se encuentran asociados específicamente a sulfuros de hierro como la pirita, arsenopirita y pirrotita, la recuperación del oro por flotación depende de la recuperación de los minerales con los que se asocia. En la Tabla 4.3-19 se muestra las concentraciones de oro encontradas en sulfuros y sulfosales.

Cuando el oro se asocia con minerales no metálicos o se encuentra en depósitos de placer su recuperación puede ser por métodos gravimétricos, flotación o cianuración. La flotación del oro libre no es posible porque el oro es un elemento noble, esto quiere decir que no reaccionan con ningún colector por lo tanto su flotación depende totalmente del mineral con el que se asocia. En consecuencia, la recuperación de oro por flotación requiere de un completo entendimiento de los minerales asociados.

En general la elección del método de concentración de oro asociado o libre depende de:

- Ley del oro presente en el mineral.
- Recuperaciones obtenidas por el método.
- Posibles restricciones ambientales del proceso de concentración.
- Rentabilidad del proceso de concentración.



**Tabla 4. 3-19**

Concentraciones de oro promedio en sulfuros y sulfosales.

<b>Concentraciones de oro en sulfuros y sulfosales</b>	
Mineral	Au (ppm)
Pirita	< 0.1 - 8800
Marcasita	< 0.1 - 31
Pirotita	< 0.1 - 5
Arsenopirita	< 0.2 - 17,000
Tennantita	< 0.2 - 72
Enargita - Luzonita	0.3 -62
Gersdorffita	< 0.1 - 5
Rejalgar	< 0.1 -4
Oropimente	< 0.1 -3
Calcopirita	< 0.1 -7
Bornita	< 0.1 -14
Covelita	< 0.1 -74
Calcosita	< 0.1 -44
Tetraedrita	< 0.2 -59
Estibinita	< 0.1

Adaptado de Adams (2016).

Los métodos utilizados para la recuperación del oro consisten en las siguientes operaciones metalúrgicas:

1. Concentración gravimétrica, se utiliza principalmente para la recuperación de oro en depósitos de placer que contiene oro libre.
2. Método hidrometalúrgico que se emplea para la recuperación de oro en depósitos oxidados, minerales sulfurados de baja ley y oro refractario.
3. Combinación de métodos pirometalúrgicos e hidrometalúrgico en oro refractario y en minerales que contienen un alto contenido de impurezas demandando una mayor cantidad de cianuro.
4. Concentración por flotación es una técnica utilizada en minerales sulfurados de metales base, minerales de cobre – níquel, minerales de cobre – cobalto, minerales del grupo del platino que contienen oro. La flotación se utiliza para eliminar las impurezas antes de un tratamiento por vía hidrometalúrgica.

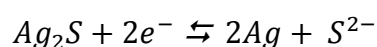
Para determinar el método de extracción se deben de terminar algunos factores, siendo los principales el tamaño de grano, liberación y asociaciones. En general la presencia de oro refractario como teluros de oro como cavalerita, silvanita, aurostibinita y maldonita se tienen bajas recuperaciones en proceso de lixiviación. El oro fino y la presencia de carbón orgánico causan problemas en el procesamiento de sulfuros, donde no solo el oro se encuentra bloqueado, sino que también se absorbe en la materia carbonosa durante la lixiviación y en la flotación de carbón inhibe la acción del colector en los sulfuros.

Es importante mencionar que la falta de investigación sobre la flotación de minerales auríferos, la técnica de flotación se utiliza no solo para aumentar la ley del oro del concentrado que será tratado por un proceso posterior, sino también para el beneficio y la separación del oro refractario. La flotación es el mejor método para recuperar oro de minerales de metales base y minerales del grupo del platino auríferos.

La flotación de minerales que contienen oro se clasifica según el tipo de mineral portador como sulfuros, arseniuros, antimoniuros, seleniuros y telururos, por lo tanto, los métodos de flotación utilizados para recuperar estos minerales pueden ser muy diferentes en cada planta de concentración dependiendo de la mineralogía del yacimiento.

Para una lograr la recuperación de oro en operaciones de flotación es importante considerar:

- **Liberación.** Es un requisito primario para una flotación efectiva, para el oro se encuentre libre o que se produzcan partículas ricas en oro flotables. Es común que el oro sea un componente de una partícula con una superficie de oro/sulfuro. Cuando se tratan de óxidos o silicatos se encuentra con oro, la respuesta a flotar es menor y dependerá de una correcta selección de los reactivos de flotación.
- **Tamaño de partícula.** Debido a la densidad del oro, el tamaño de partícula tiene un gran efecto en su recuperación por flotación. La flotación resulta efectiva en el rango de tamaño de 20 a 200  $\mu m$ . Uno de los grandes problemas en las operaciones de flotación es la pérdida de oro libre en la fracción de limos. Para el tratamiento de minerales que contiene partículas de oro gruesas (200  $\mu m$ ) se recomienda utilizar un método de concentración gravimétrica.
- **Características de la superficie.** La flotabilidad de la partícula que contiene oro depende de las características de la superficie expuesta. La superficie de oro puede verse cubierta de sales de metálicas hidrofílicas y óxidos o hidróxidos de hierro provenientes de los medios de molienda; además de sales de calcio, magnesio, aluminio, carbonatos y fragmentos de otras superficies minerales. Algunas impurezas en las partículas de oro libre como plata y cobre pueden volver más reactivas al oro y pueden formar fases superficiales hidrofílicas, pero fáciles de flotar con colectores xantatos. Las impurezas pueden reaccionar en la superficie del oro, como la formación de  $Ag_2S$  mediante la siguiente reacción:



De esta manera la hidrofobicidad del oro nativo aumenta si la plata se encuentra en la superficie del oro libre formando una aleación natural llamada electrum permitiendo que un mayor porcentaje de la partícula se hidrofílica porque la plata interactúa de manera sencilla con colectores tiol.

- **Activadores y depresores.** La flotabilidad del oro se relaciona con sus minerales asociados por lo regular los colectores utilizados son los utilizados en la flotación minerales sulfurados. La depresión del oro se debe a la adsorción excesiva de iones hidroxilo y calcio por lo tanto es fundamental un control en el pH de la pulpa, además de la adición de cianuro de sodio. La depresión del oro se puede revertir con reactivos sulfurados como NaHS.

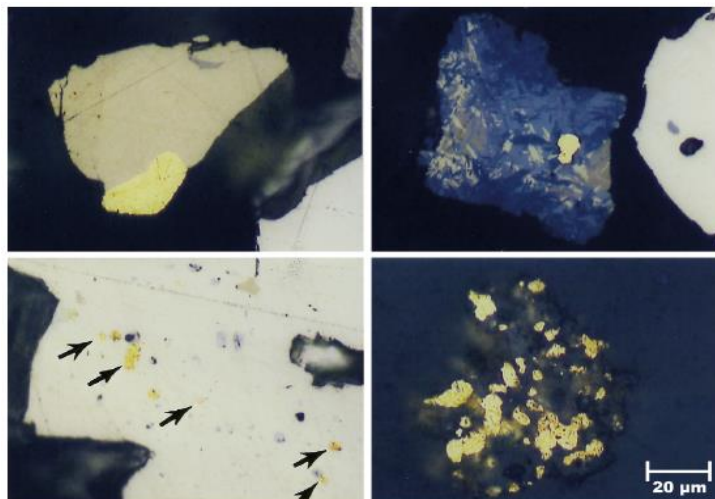
- **Mineralogía del oro.** Cuando se trata de oro refractario la flotación de los minerales que lo contiene es fundamental para obtener un pre-concentrado para su posterior tratamiento. La pirita y arsenopirita son los principales minerales contendores del oro fino por lo tanto lograr su flotabilidad es importante. Existen tres posibles casos para el tratamiento de estos minerales: (1) Flotación bulk de los sulfuros con una etapa adicional de molienda ultra fina, (2) Flotación secuencial de minerales sulfurados y (3) Separación de la arsenopirita que contiene oro de la pirita estéril.

Posterior a la flotación de los minerales auríferos, existen una serie de alternativas para extraer el oro contenido:

1. Cuando se flota oro libre y los minerales sulfurados que los contienen, el concentrado puede tratarse mediante cianuración, etapa de molienda fina seguida de un proceso de cianuración, pre-tratamiento oxidativo seguido de un proceso de cianuración o mediante una fundición directa.
2. Flotación inversa donde los minerales sulfurados flotan y las colas ricas en oro son enviadas a un proceso hidrometalúrgico.
3. Flotación de material carbonoso u otro material que interfiera con el procesamiento del oro, para seguir la ruta flotación seguido de un proceso hidrometalúrgico.
4. Flotación diferencial, por ejemplo, la flotación de la pirita con contenido de oro puede ser una flotación secuencial de arsenopirita y pirita para obtener un pre concentrado.

Se emplean diversas configuraciones de los circuitos de flotación empleando uno o dos bancos de flotación primarias, una etapa de remolienda, seguido de una etapa de limpia y agotativos para la recuperación de oro libre y minerales sulfurados con valores de oro.

**Propiedades de flotación de los minerales auríferos.** El oro es concentrado gracias a los minerales sulfurados donde el oro está asociado con sulfuros como granos finos no liberados o en minerales no metálicos como el cuarzo. Los sulfuros con oro refractario comúnmente son la pirita, arsenopirita y en menor medida la pirrotita (Figura 4.3-108).



**Figura 4. 3-108** Asociaciones minerales de oro: a) Electrum, b) Oro en calcopirita y c) Oro pirítico y cuarzo. Tomado de Adams (2016).

La flotación de oro a partir de minerales no sulfurados contiene concentraciones de oro muy bajas. La mineralogía del mineral con valores de oro tiene una influencia total en las condiciones de pH y reactivos a utilizar para una recuperación efectiva.

Algunos estudios han comprobado que el oro libre puede recuperarse sin la adición de un colector. Esto se debe a la adsorción de hidrocarburos y otras reacciones superficiales que dependen de las propiedades metálicas del oro como su alta conductividad que permite las reacciones electroquímicas superficiales ocurran de forma catalítica. Las propiedades de la superficie del oro y aleaciones como el electrum y teluros pueden verse afectadas por las operaciones de molienda. Que producen un recubrimiento superficial de sales de metálicas hidrofílicas y óxidos o hidróxidos de hierro, así como la formación de limos que interfieren en la flotación.

La hidrofobicidad del mineral sulfurado aurífero mejora mediante la adición de colectores tipo xantato, ditiofosfatos y MBT, que son empleados normalmente en la flotación de sulfuros. Regularmente se utilizan concentraciones de colectores en un rango de 25 -75 g/t. El mecanismo por el cual mejora la hidrofobicidad del oro-mineral sulfurado es similar al de algunos sulfuros, como el caso de la pirita. Los iones de xantato se oxidan en la superficie de oro – mineral sulfurado para formar iones dixantógeno.

La especie no polar dixantógeno forma una capa superficial en la superficie volviéndola hidrofóbica. Sin embargo, la oxidación de los iones de xantato en solución en la pulpa es muy lenta. Por lo tanto, es necesaria una superficie conductora para la formación del dixantógeno. Debido a que las superficies de los minerales no sulfurados no son conductores, la flotación en minerales no metálicos ricos en oro es poco selectiva.

En la mayoría de los colectores, la razón de recuperación alcanza un máximo a medida que aumenta la dosis del colector, posteriormente disminuye drásticamente. En la flotación de minerales con valores de oro es importante no sobre dosificar el colector, no solo se disminuye la cinética de la flotación, sino que también se aumenta la probabilidad de la flotación de minerales indeseables. Una práctica común en la flotación de oro libre y la flotación de minerales sulfurado con valores de oro, utilizan un colector primario y uno secundario.

**Colectores.** Los colectores empleados en la flotación de oro fino son los sulfidrilo siendo los colectores primarios los xantato y los secundarios los ditiofosfatos, las recuperaciones de oro varían de 78 % a 99 % dependiendo de la mineralogía del depósito.

La flotación con colectores xantato implica la oxidación anódica del colector, siendo la especie responsable de la flotación del oro el dixantógeno. Los xantato de cadena larga se oxidan fácilmente generando dixantógenos a potenciales bajos. La presencia de plata en la superficie del oro conduce a la formación de xantato de plata para la formación de dixantógenos.

El mercaptobenzotiazol (MBT) es un colector utilizado para la flotación de oro refractario en pirita (oro pirítico) en circuitos ácidos. Los colectores MBT existen en forma no ionizada en soluciones ácidas y alcalinas, por lo tanto, son más estables que los xantatos. Los fosfonatos se han aplicado en diversas plantas para la flotación de plata y sulfuros de plata, pero son de gran utilidad en el tratamiento de minerales de cobre con valores de oro.

Los colectores a base de aminas son utilizados para flotar oro y pirita con contenido de oro. Esta aplicación es limitada debido a que el colector de amina es selectivo para la pirita a valores altos de pH (>10) solamente.

Cuando se emplean colectores secundarios el orden de adición de los colectores es importante para el rendimiento de la flotación, los colectores secundarios se agregan por separado en pequeñas cantidades recibiendo el nombre de promotores. Los ditiófosfatos son los promotores más utilizados en la flotación de oro. En la Tabla 4.3-21 se en lista los colectores y mezclas de colectores más utilizada en las plantas de flotación de oro.

**Tabla 4.3-21**  
Principales colectores utilizados en la flotación de oro.

<b>Colectores utilizados en la flotación de oro</b>	
<b>Colectores individuales</b>	<b>Nombre en la industria</b>
Isobutil xantato de sodio	AERO 317
Amil xantato de potasio	AERO 343
Dixantógenos	AERO 3758
Diisobutil ditiófosfato	AERO 3477
Mercaptobenzotiazol	AERO 404
Monotiofosfato	AERO 6697
<b>Colectoes mezclados</b>	
Ditiófosfato - monotiofosfato	AERO 7249
Monotiofosfato - ditiófosfato	AERO 8761
Ditiófosfato - monotiofosfato - ditiófosfato	S -9913
Ditiófosfato - mercaptobenzotiazol	AERO 405
Tiocarbamato - ditiófosfato	AERO 3926
Tiocarbamato - ditiófosfato modificado	AERO 473
Dicresil ditiófosfato	S - 8985
Tiocarbamato - ditiófosfato -monotiofosfato modificado	S -9889
Sulfuro de etil octilo	S -701
Ditiocarbamato - hidrosulfuro de sodio	S -3730

Adaptado de Adams (2016).

**Activadores.** En la activación de minerales ricos en oro se emplean sales de metales base o sulfurantes. Considerando que los principales minerales asociados al oro son la pirita, pirrotita y arsenopirita, el ion sulfuro se absorbe en la superficie mineral, cambiando las propiedades químicas superficiales mejorando la respuesta de los colectores.

Uno de los primeros activadores utilizados fue el sulfato de cobre, el cual se agrega para la activación del mineral rico en oro siendo los sulfuros portadores la pirrotita y la pirita. La secuencia de adición del sulfato de cobre es importante para la arsenopirita, pirrotita y pirita primero agregar el sulfato de cobre y después el colector. Para la pirita la adición de sulfato de cobre a valores de pH de 7 – 10 reduce la recuperación de pirita.

Es importante considerar que al añadir activadores el potencial redox de la pulpa aumenta desarrollando un ambiente oxidante para los colectores tiol mejorando el rendimiento de la flotación. Una dosificación alta de sulfato de cobre tiene un efecto negativo en la recuperación, el cobre es un oxidante para el xantato por lo tanto a mayores cantidades se oxidarán mayores cantidades de xantato a dixantógeno en la solución, este aumento de dixantógenos en solución puede deprimir al sulfuro en lugar de activarse.

La activación con cobre en la pirita después de la depresión por cal es más difícil que la depresión con hidróxidos de sodio, esto se debe a la falta de lugares para la adsorción del cobre porque la superficie del mineral está cubierta por calcio. Otra alternativa como activador es el nitrato o acetato de plomo para la activación de la estibinita, arsenopirita a partir de pirrotita.

La aplicación de sulfuro de sodio e hidrosulfuro de sodio pueden actuar como activadores en concentraciones bajas ( $< 10^{-5} \text{ mol / l}$ ) y como un depresor en concentraciones altas ( $> 10^{-5} \text{ mol / l}$ ) en partículas de oro con una concentración alta de plata en la superficie, para una activación exitosa el activador de sulfuro debe agregarse lentamente.

**Depresores.** En la flotación de minerales con valores de oro es fundamental una flotación selectiva de la pirita, pirrotita y arsenopirita en las plantas concentradoras. En las minas de oro existe un margen para una flotación selectiva de la pirita a partir de arsenopirita o viceversa. Esto se debe a que el oro en la porción de pirita no es refractario, mientras que el oro en la arsenopirita se disemina.

La presencia de pirrotita causa problemas en los circuitos de cianuración, para evitar este problema en algunas operaciones se realiza una flotación selectiva entre la arsenopirita, pirita y pirrotita. Eligiendo como activador el nitrato de plomo para la arsenopirita, teniendo como objetivo concentrar el oro en las colas para ser bombeado al proceso de lixiviación.

La separación de arsenopirita y pirita de la estibinita se puede lograr en condiciones altamente alcalina con adiciones de sulfato de cobre para flotar la arsenopirita y pirita. Después de se introduce una sal de plomo para activar y flotar la estibinita. Cuando se tratan minerales polimetálicos es importante deprimir la pirita activada por cobre utilizando dietilentriamina (DETA) en grandes dosificaciones.

La acción de depresión del cianuro sobre la pirita es bien conocida durante la flotación y es utilizado en diversas plantas de flotación para separar selectivamente minerales de cobre de pirita. La aplicación del cianuro en la pulpa de flotación trae consigo la formación de cianuro libre, ferrocianuro, tiocianato y cianuro cuproso. La presencia de cianuro libre causa una disminución en la actividad electroquímica en la superficie de la pirita, llevando a una menor adsorción del colector. El efecto depresivo sobre la pirita es reversible y se logra diluyendo la pulpa con una solución libre de cianuro. Otro método utilizado para revertir el efecto depresivo del cianuro es acondicionar la pulpa de flotación a un valor de pH entre 3.5 – 4 con ácido sulfúrico o dióxido de azufre en la pulpa y luego agregar sulfato de cobre para formar un complejo de cianuro cuproso y posteriormente flotar la pirita. Para flotar la pirita deprimida en algunas operaciones utilizan colectores del tipo amina a un pH alcalino, el resultado es una flotación a una velocidad lenta.

**Flotación de teluros.** Los teluros de oro flotan fácilmente, solo se requiere de un espumante y un valor de pH alrededor de 7 – 9. La adición de una pequeña cantidad de sulfato de cobre es beneficiosa para su activación. Esta característica permite tener una selectividad al producir un concentrado de teluros de oro antes de la flotación de minerales sulfurados. Los teluros flotan bien, pero la recuperación se ve comprometida por la presencia de sales solubles de metales. La recuperación y la velocidad de flotación de los teluros mejoran al agregar un colector xantato o MBT.

En la mina de Emperador en la República de Fiji, los teluros de oro se hacen flotar selectivamente a un pH 9 para deprimir los sulfuros de hierro con la adición de un espumante sin la necesidad de un colector. El concentrado producido contiene de 3 a 4 kg/t de Au de una alimentación que contiene de 5 a 10 g/t. Los concentrados de flotación pasan por una cloración y una cianuración para la extracción de oro y plata.

**Flotación de minerales sulfurados de hierro con oro oculto.** Regularmente los minerales de plomo – zinc, cobre – zinc, plomo – zinc y cobre – níquel contienen cantidades significativas de oro (1 – 9 g /t). Donde se encuentra como oro libre y otra parte del oro se encuentra diseminado en pirita, arsenopirita y pirrotita.

La pirita se recupera de manera óptima en condiciones ácidas o alcalinas, además se utilizan colectores del tipo tiol como xantatos (pH 9 -11) y MBT (pH 3 - 4) para un medio ácido. Los ditiofosfatos se usan como colectores secundarios y por sí, solos son selectivos con la pirita y en menor medida con la arsenopirita. Los colectores tipo aminas son capaces de flotar pirita con cianuro sin el uso de un pre-acondicionamiento ácido.

La arsenopirita se comporta de manera similar a otros sulfuros que contienen hierro, pero la arsenopirita es más propensa a la oxidación. Algunos autores indican que la flotabilidad de la arsenopirita se atribuye a la formación de especies de óxido de hierro en su superficie. La arsenopirita flota con colectores xantato (pH 5 -8) con una previa activación. Cuando se requiere deprimir la arsenopirita y la pirita para una mejor selectividad en la flotación de oro se puede usar  $Ca(OH)_2$ ,  $NaCN$  o  $SO_2$ .

La pirrotita es estable a potenciales más bajos que la pirita, lo que conduce a una mayor oxidación de la superficie y generalmente a recuperaciones más bajas, aunque esto se compensa mediante su activación. El mecanismo de flotación se logra con colectores tiol que implica la formación de dixantógenos. La pirrotita se oxida fácilmente y esto hace que sea más fácil de flotar que la arsenopirita.

En el tratamiento de mineral de oro, la flotación de pirrotita no es deseable a menos que contenga oro o esté relacionado con otros sulfuros que contienen oro. La capacidad de la pirrotita a consumir oxígeno en los procesos de cianuración disminuye la efectividad del proceso.

Cuando el oro está contenido en pirita o arsenopirita, se practica una separación pirita - arsenopirita. Esta separación se puede realizar por dos métodos, el primero de ellos utiliza la depresión de arsenopirita y la flotación de pirita con oro fino en los siguientes pasos:

1. Elevar la pulpa a una temperatura de 75 °C a un pH de 4.5 con pequeñas cantidades de permanganato de potasio o fosfato disódico. La temperatura se mantiene durante aproximadamente 10 min.
2. Se realiza la flotación de la pirita usando etil xantato o butil xantato de potasio como colector. El espumante elegido debe ser del tipo glicol para lograr una separación eficiente.

El segundo método implica la depresión de la pirita y la flotación de arsenopirita. En este método, el concentrado bulk se añade cal para lograr un pH > 12 seguido de un acondicionamiento de sulfato de cobre para activar la arsenopirita. Posteriormente se hace flotar la pirita con un colector tiocarbamato.

**Flotación de aurostibinita y estibinita.** No existe información fundamental en las propiedades de flotación de la aurostibinita; por lo tanto, se supone que sus características de flotación son similares a las de la estibinita. Las propiedades de la estibinita hacen que sea un mineral hidrofóbico y su recuperación es fácil con colectores tiol a un pH 6 a 8. Los concentrados de estibinita generalmente se procesan en una tostación para producir un producto de antimonio y una calcina adecuada para la cianuración.

Los minerales de oro y antimonio generalmente contienen estibinita, pirita, arsenopirita y plata. Existen dos procesos comerciales disponibles para el tratamiento de estos minerales:

1. Flotación selectiva de sulfuros que contiene oro seguido de la flotación de estibinita con un cambio de pH. Los sulfuros que contienen oro se hacen flotar con xantato y un espumante tipo alcohol en un medio alcalino (pH > 9.3), seguido de la flotación de la estibinita a un pH cercano a 6, después de la activación con nitrato de plomo.
2. Flotación bulk de los sulfuros con valores de oro y depresión de la estibinita. La flotación de la estibinita y los sulfuros con contenido de oro se realiza a un pH 6.5 usando nitrato de plomo y xantato, posteriormente el concentrado bulk se envía a una etapa de re-molienda en presencia de NaOH (pH 10.5) y sulfato de cobre para flotar los sulfuros con xantatos.

**Flotación de minerales de cobre auríferos.** Como se vio en anteriormente la flotación bulk de minerales de cobre se lleva a cabo con colectores xantatos y ditiofosfato. Los minerales que contienen grandes cantidades de pirita requieren colectores que sean selectivos tanto para minerales de cobre.

**Flotación de oro en sulfuros de metales base.** La complejidad que existe al realizar una flotación selectiva Cu – Pb – Zn implica tener una base de reactivos para el tratamiento de cada mineral. El principal problema asociado con la recuperación del oro en estos minerales es que gran parte del oro se encuentra contenido en pirita que se mantiene deprimida durante la flotación. Si el oro se encuentra en partículas gruesas de electrum puede cubrirse con una capa de hierro o plomo reduciendo su flotabilidad por lo tanto es recomendable la recuperación de este mediante una concentración gravimétrica.

Los tipos de colectores utilizados, así como la configuración del circuito juegan un papel fundamental en la recuperación de oro de estos minerales. En un circuito que emplea una flotación bulk Cu – Pb seguida de una separación Cu – Pb, la recuperación de oro es mayor que la lograda en la flotación secuencial Cu – Pb – Zn.

La mayoría de los reactivos en la flotación Cu – Pb – Zn como el  $ZnSO_4$ ,  $NaCN$  y  $CaO$  tiene un efecto depresivo tienen un efecto negativo en la flotación de partículas de oro, dificultando su recuperación.



**Eliminación de material carbonoso en oro refractario.** La concentración del oro refractario depende de la recuperación de minerales sulfurados. Los minerales de oro refractario regularmente contienen oro libre, oro fino, materia carbonosa, metales básicos, pirita, marcasita, arsenopirita y pirrotita. La materia orgánica presente como arcillas y carbono orgánico que son de los componentes más problemáticos porque interfieren en la extracción del oro.

El material carbonoso puede absorber el oro disuelto durante la lixiviación, reduciendo la extracción de oro por cianuración. Aunque este material no tiene un área superficial específica tan alta como el carbón activado puede adsorber el oro reduciendo su extracción. En la flotación con lleva a un mayor consumo de reactivos y disminuye la cinética de flotación llevando a una flotación deficiente.

En los minerales con oro refractario, la flotación se emplea para:

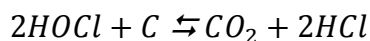
1. Eliminar las impurezas que interfieren antes del proceso hidrometalúrgico para la recuperación de oro.
2. Pre-concentrar el mineral para un tratamiento pirometalúrgico o hidrometalúrgico.

Se han utilizado diversos métodos para mitigar el impacto del material carbonoso, entre los cuales encontramos el uso de una concentración por gravedad, depresión química, pre-flotación, proceso de clasificación con hidrociclones, cloración, oxidación y tostación. En la mayoría de las operaciones de oro se tratan grandes tonelajes y una baja ley alguna de ellas resulta muy costosa como la oxidación a presión o la tostación. Los métodos más utilizados son:

**Depresión del material carbonoso.** Este material puede flotar rápidamente usando un espumante y un aceite como el queroseno, gasóleo y laurilsulfato de sodio que aumenta su flotabilidad natural. Cuando se tiene arcillas se deben utilizar dispersores como silicatos de sodio y almidón.

**Flotación en dos etapas.** La ganga carbonosa se flota utilizando el método descrito anteriormente, seguido de la flotación de sulfuros que contienen oro mediante combinaciones de un activador y un colector. La aplicación de sulfato de cobre con una amina primaria mejora la recuperación de oro. Las sales de amonio y el sulfuro de sodio también tienen un efecto positivo en la flotación de sulfuros con valores de oro, aun pH entre 7.5 - 9.0.

**Cloración.** Es un mecanismo de desactivación con cloro, donde se plantea la oxidación de carbono orgánico a dióxido de carbono:



Durante la cloración, las superficies del carbono orgánico son modificadas por el cloro, ya sea por la formación de una capa de clorhidrocarburos o por la formación de una estructura de carbonilo compuesta por grupo carboxilo. Estos grupos superficiales pasiva el carbono al bloquear los sitios de adsorción activos. Algunos autores mencionan que la ionización de grupos carboxilo en una solución alcalina dan como resultado una carga negativa en la superficie del material orgánico, por lo cual se repele los iones de cianuro de oro cargados negativamente.

#### 4.3.7.1.13 CASO DE ESTUDIO: Mina de Kalgoorlie, Australia.

Fuerstenau et al. (2007) indican que la operación de Kalgoorlie es una explotación a cielo abierto donde la proporción de ocurrencia del oro se da en teluros entre un 8 % -35 %, oro ocluido en sulfuros en 16 % - 29 %, ocluido en silicatos 2 % - 9 % y en minerales oxidados 34 % -71 %. Aunque el oro en óxidos se puede moler y trata con una lixiviación directa, las recuperaciones más altas se obtienen de la flotación previa en los teluros y el oro pirítico.

El circuito de flotación consiste en dos procesos con etapas primarias y agotativos que tratan el mineral proveniente de las minas de Fimiston y Mount Charlotte, seguido de un circuito combinado de limpia y remolienda de minerales no liberados. En consecuencia, el circuito de flotación se trata de una flotación bulk de sulfuros, recuperación de oro libre y la flotación de teluros. La calaverita y petzita se procesan por flotación para seguir un proceso de tostación y finalmente su cianuración.

La flotación se realiza con un material molido – 130  $\mu m$  utilizando agua altamente salina para flotar los minerales a un pH natural. Los reactivos utilizados son xantatos (20 g/t) en conjunto con un espumante InterFroth 50 (20 g /t) obteniendo recuperaciones entre 70 % y 90 % según el tipo de mineral, en general los teluros tienen una composición de 3 a 6 g/t de Au, 1 % -3 % de S y 1 % -7 % de Te.

#### 4.3.7.1.14 CASO DE ESTUDIO: Minera Peñasquito, México.

Lind et al. (2018) indican que Peñasquito es un depósito polimetálico que contiene oro, plata, plomo, zinc y cobre, siendo uno de los principales productores de oro. La mina opera a cielo abierto operando en dos tajos Chile Colorado y Peñasco permitiendo el procesamiento del mineral en una planta de sulfuros con una capacidad de 130,000 tpd y durante el 2016 la producción fue de 465,000 onzas de oro, 17.6 millones de onzas de plata, 109 millones de libras de oro contenidos en concentrado de plomo y 263 millos de libras de zinc contenido en concentrados de zinc. El mineral óxido se procesa en una instalación de lixiviación en pilas, la asociación del mineral con material carbonoso en algunas regiones de tajo que trae problemas en las operaciones de flotación y lixiviación.

El depósito de Peñasquito es un complejo que contiene varios sulfuros, sulfosales y teluros. La planta de procesamiento funciona con un circuito Pb – Zn, donde es recuperado valores de oro y plata. En el yacimiento se puede encontrar oro en diversos minerales, como son electrum, calaverita, petzita y silvanita, otro porcentaje del oro se encuentra asociado con piritita y mineral ganga. La plata se encuentra presente como acantita, freibergita, hessita, naumaninita, petzita, silvanita, así como electrum y plata nativa. El resto de la plata se encuentra en formas argentíferas de galena, esfalerita y tetraedrita.

El material carbonoso existe en algunos niveles del tajo en toda la formación sedimentaria de Caracol la cual alberga el cuerpo intrusivo presente en un 0.5% en peso. En el tajo de Chile Colorado tiene un mayor porcentaje de material carbonoso que afecta las operaciones metalúrgicas.

La presencia de material carbonoso en la flotación conduce a un mayor consumo de reactivos, mala estabilidad y condiciones de la espuma, disminución en la cinética de flotación que conlleva a una dilución de la ley de los concentrados, además afecta la capacidad de secado de los concentrados. En la cianuración, el carbono orgánico causa el robo del oro por impregnación, por lo que el oro que se lixivia se adsorbe sobre la materia carbonosa perdiéndose en las colas del proceso.

Palmer et al. (2012) describe que el circuito de Peñasquito incluye un circuito de molienda que consta de dos líneas, cada una con un molino SAG y dos molinos de bolas. El circuito de molienda cierra con un circuito de trituración empleando unidades HPGR. El mineral se muele a un tamaño de 140  $\mu\text{m}$  para ser acondicionado en seis bancos paralelos de flotación primario de plomo, donde se agrega depresores para deprimir la pirita y esfalerita.

En la flotación se emplea un circuito Pb – Zn donde en el banco primario se flota los minerales de plomo que es enviado un circuito de limpia en tres etapas, las colas del banco primario de plomo se acondicionan para continuar con la flotación del zinc que se alimenta a tres etapas de limpia en circuito cerrado.

El oro y la plata se recuperan en los concentrados de plomo y zinc, una parte significativa de oro asociado con la pirita se encuentran en las colas finales. Ante esta situación se inició con un proyecto de lixiviación de pirita, la planta de lixiviación de pirita cuenta con tres bancos de flotación primario de pirita, seguido de una etapa de re-molienda que alimenta a una etapa de limpia. El concentrado de la etapa de limpia se muele en unidades IsaMill para lograr un tamaño de partículas de 20 - 30  $\mu\text{m}$  antes de la cianuración. El oro y la plata se recuperan mediante una planta de cianuración para después ser enviados a la planta Merrill – Crowe (Hille, 2007).

En minera Peñasquito se han probado dos procesos para la mitigación del carbón orgánico presente en el mineral:

1. Depresión química del material carbonoso, para minimizar su flotabilidad.
2. Pre-flotación del carbono eliminando antes de la flotación de plomo.

**Depresión química del carbono.** Para lograrlo se utilizaron reactivos para deprimir el carbón, como el éter de polietilenglico decyl-2-cloroetilacetato, carboximetilcelulosa (CMS), almidón, dextrina y quebracho. Además de adición de lignosulfato de sodio en el circuito de molienda cuando se presentan niveles bajos.

En el año 2016 se llevaron ensayos metalúrgicos con material con un alto contenido de carbón, usando altas dosis de los depresores, pero el material carbonoso se saturó en los circuitos de limpia del plomo y zinc desarrollando una espuma persistente y voluminosa. Donde los costos de los reactivos fueron significativos y los resultados operativos no fueron satisfactorios.

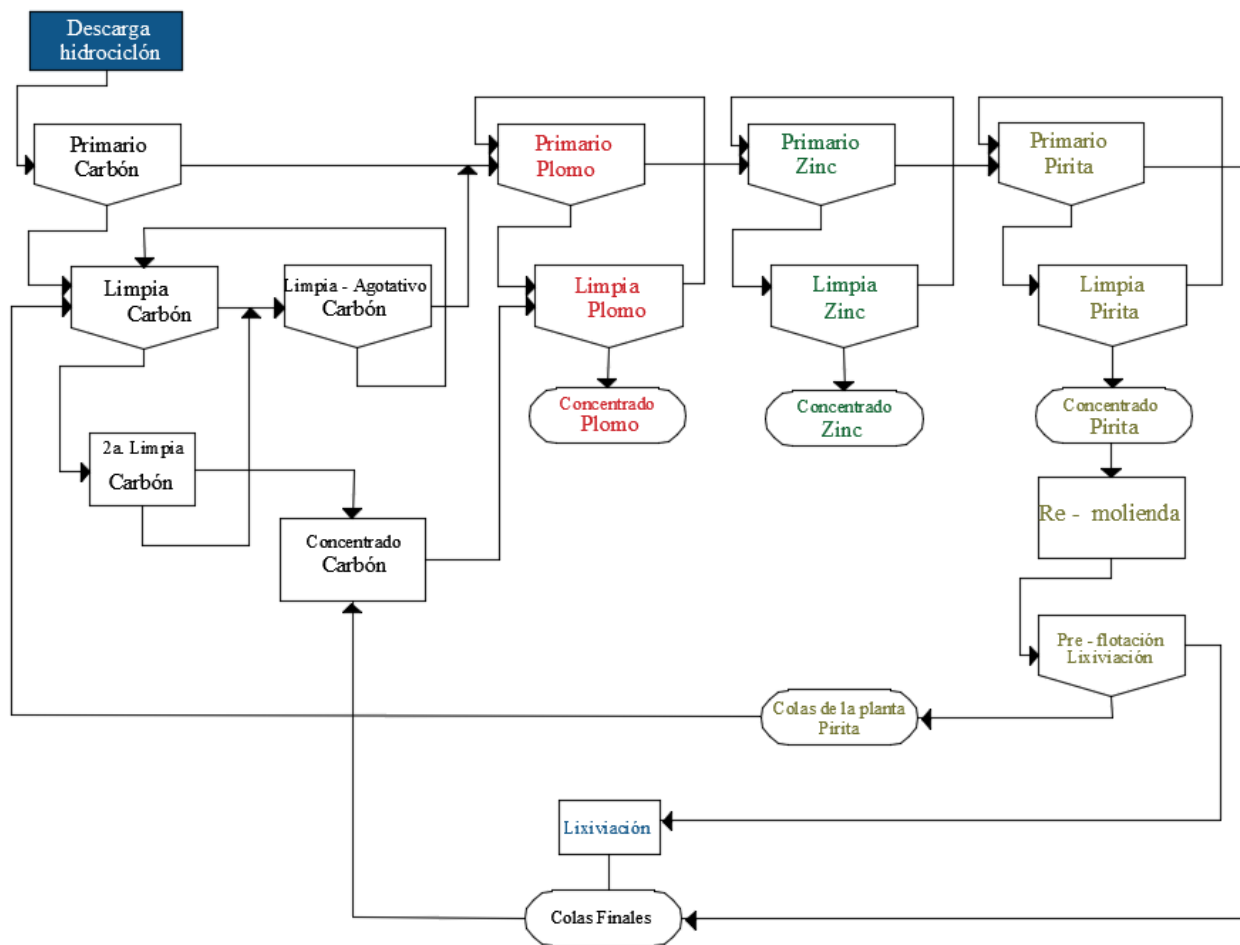
**Pre – flotación de carbono.** La flotación del material carbonoso se realiza antes de la flotación Pb – Zn, antes de ser alimentado al circuito de plomo se acondiciona la pulpa con dextrina para deprimir el carbono residual. La flotación previa a los circuitos de Pb – Zn mejora los resultados de la flotación en comparación con el uso de depresores químicos.

Con base a los resultados en los ensayos, el trabajo de las pruebas de laboratorio, se desarrolló un plan para el diseño del proceso de pre- flotación con la construcción de una planta para la flotación del material carbonoso.

En la etapa primaria se instaló dos bancos con dos celdas Outotec TankCell e630s donde se flota el mayor porcentaje de carbón orgánico solo con la adición de espumantes tipo alcohol y glicol sin la adición de ningún otro reactivo por la hidrofobicidad de la materia carbonosa. Después de la pre-flotación en las colas se agregan los depresores en un tanque de acondicionamiento para ser enviados al circuito de Pb – Zn.

Esta flotación primaria redujo la pérdida de valores de oro y plata, recuperando entre 25% - 30% del carbón. Como el concentrado de las celdas primarias aun contienen valores de oro y plata significantes es instalo un circuito de limpia – agotativo con 6 TankCells e300 en una sola línea y una segunda etapa de limpia donde las colas con valores de oro y plata era alimentado a las celdas primarias del circuito Pb –Zn.

En la planta de lixiviación de piritita, la instalación de la etapa de re-molienda se produce la liberación de carbón fino. Para evitar el pre-robo con el carbón fino, se instaló una etapa de pre-flotación previo a la lixiviación del concentrado de piritita en 3 celdas TankCells e130 (ver Figura 4.3-109).



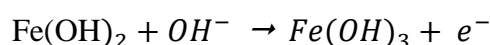
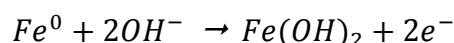
**Figura 4.3- 109** Diagrama del circuito que incorpora la planta de piritita (PLP) y la pre-flotación de carbón (CPP). Adaptado de Lind et al. (2016).

En el Material Digital: [Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 - Material 31](#) se muestra este caso de estudio - Organic Carbon Mititgation At Peñasquito. - Lind P., Tomlinson M y Awamack J.

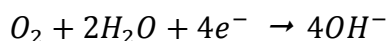
#### 4.3.7.1.15 INTERACCIONES GALVÁNICAS EN LA FLOTACIÓN DE SULFUROS

**Interacción química entre sulfuros y medios de molienda.** Fuerstenau et al. (2007) mencionan que los minerales sulfurados son electroquímicamente más nobles que los medios de molienda de acero, en consecuencia, se desarrollan potenciales de reposos altos en la mayoría de las condiciones. Esto provoca que durante el contacto entre medios de molienda y la pulpa ocurran interacciones galvánicas entre los medios y minerales sulfurados.

Los medios de molienda de acero son más activos que los sulfuros, actúan como ánodos experimentando una reacción de oxidación, mientras que los minerales sulfuros actúan como cátodos, es decir tienen una reducción. Las oxidaciones de los medios de acero tienen las siguientes reacciones anódicas:



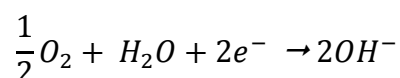
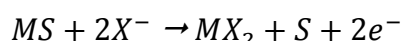
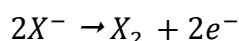
Simultáneamente, el contenido de oxígeno en la pulpa se reduce como resultado de la reducción catódica del oxígeno:



Como resultado de estas reacciones electroquímicas en los sistemas de sulfuros se tiene la eliminación del oxígeno en la pulpa, lo que trae consigo una disminución del potencial de la pulpa. En un molino cerrado, el consumo de oxígeno disponible continúa hasta que se consume el oxígeno disponible con lo que cesa la oxidación de los medios. Por el contrario, en un molino abierto, la molienda prolongada con medios de acero mejora las condiciones reductoras; es decir cuanto más se muele, mayor será la caída del potencial de la pulpa.

La flotabilidad de la mayoría de los sulfuros de cobre, dependen del potencial  $E_h$  y como el potencial de la pulpa se reduce durante la molienda se deduce que el  $E_h$  debe elevarse a potenciales oxidantes (+100 a +300 mV) antes de que la flotación completa pueda efectuarse. De esta forma una etapa de aireación separada entre la operación de molienda y flotación permite llegar a una flotación completa.

Un segundo efecto es la incorrecta operación del colector; en la flotación de sulfuros con colectores tipo tiol resulta de una reacción anódica (oxidación) entre el mineral y el colector para formar dixantógeno ( $X_2$ ) o xantatos metálicos ( $MX_2$ ) y el total de la carga se equilibra mediante la reducción catódica del oxígeno disuelto en la pulpa. Este proceso disminuye el oxígeno de la pulpa por la interacción con los medios de molienda, evitando la formación de xantatos metálicos y dixantógenos para que se lleve a cabo la flotación. Las reacciones son las siguientes:



Un tercer efecto es la formación o presencia de especies oxi-hidróxido. En un pH alcalino alto, el hierro disuelto de los medios de molienda libera iones ferrosos que posteriormente se oxidan a su forma férrica y finalmente se precipita en la superficie del mineral sulfurado como especies  $Fe(OH)_2$ ,  $FeOOH$  y  $Fe(OH)_3$ . Estas especies son hidrofílicas evitando la interacción de los colectores.

**Interacción química entre sulfuros.** Además de las interacciones entre medios de molienda y sulfuros, también hay interacciones entre los minerales sulfurados. Estas interacciones son de esperarse por los diferentes potenciales de reposos de los diferentes minerales sulfurados y la tendencia de cualquier sistema redox a equilibrarse a un nivel en común de potencial redox. Cuanto mayor sea el potencial de reposos del mineral, menor será la actividad electroquímica del mineral (es decir, es más noble).

Cuando dos minerales diferentes interactúan en un entorno de una molienda húmeda, el acoplamiento galvánico que se produce puede conducir a una reducción en el potencial de reposo del mineral más noble, la formación de hidróxidos en la superficie del mineral más noble y un aumento en la actividad electroquímica del mineral menos noble. Este fenómeno genera dos efectos, el primero de ellos conduce a una reducción en la flotabilidad del sulfuro más noble y un aumento en la hidrofobicidad del mineral menos noble.

Este acoplamiento galvánico se ve influenciado por la duración del contacto entre los minerales y por la presencia de oxígeno. El efecto galvánico entre los minerales ocurre en la etapa de molienda, durante su acondicionamiento y en las celdas de flotación. Dependiendo de la mineralogía y del sistema de flotación se pueden producir cambios en la flotabilidad del mineral más noble en mayor medida.

El acoplamiento galvánico en las plantas puede resultar beneficioso, ya que a menudo en la interacción de minerales polimetálicos estas reacciones conducen a la depresión de la pirita (la pirita tiene el mayor potencial de reposo que los demás sulfuros) al reducir su potencial y promover la formación del hidróxido. A menudo se observa que la pirita comienza a flotar después de la eliminación del segundo sulfuro, es decir después de que se rompe la pareja galvánica.

#### 4.3.7.2 FLOTACIÓN DE MINERALES NO SULFURADOS

Fuerstenau et al. (1985) mencionan que la flotación de minerales no sulfurados comprende diferentes clases minerales que incluyen sales insolubles (potasa, boráx), minerales de sales semi solubles (fluorita, fosfatos, calcita y barita), óxidos (malaquita, rutilo, smithsonita, hematita) y silicatos. Algunos minerales no sulfurados son naturalmente hidrofóbicos como el talco, grafito y carbón.

En general los minerales no sulfurados requieren una alta adición de colectores para establecer un estado hidrofóbico. La selección del colector depende de las propiedades eléctricas de la superficie del mineral, carga eléctrica del colector, peso molecular del colector, solubilidad del mineral y estabilidad de la sal del colector. Dependiendo de estos fenómenos, la adsorción del colector puede ocurrir por interacción electrostática con la superficie del mineral.

Los colectores utilizados normalmente son tensioactivos aniónicos o catiónicos, que tienen cadenas de hidrocarburos de diez átomos de carbono o más. En la mayoría de los casos el colector es insoluble para presentar una fase de colector distinta al sistema de flotación, que se presenta como una dispersión líquida o un coloide. En algunos casos, el estado de la superficie hidrofóbica se crea por la adsorción de la especie colectora soluble en agua, aunque en otros el estado de la superficie se crea por la dispersión de aceites colectores insolubles o por la unión de un coloide insoluble (Fuerstenau et al, 2007).

En la flotación de minerales no sulfurados es importante el tamaño de partícula, en muchos casos el sistema de flotación se logra con una alimentación libre de limos y un tamaño de partícula que puede ir de varios milímetros de diámetro o micrómetros.

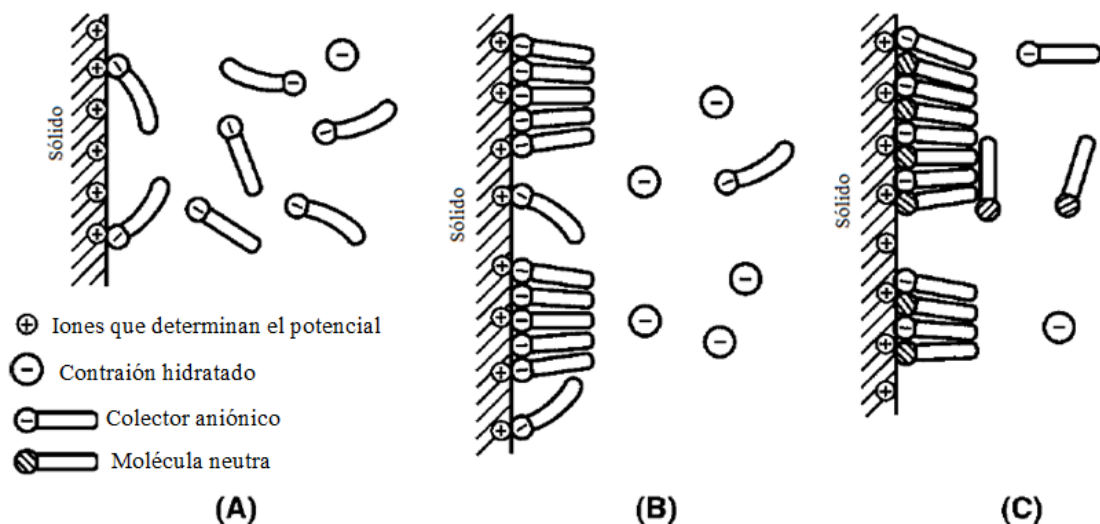
Nagaraj et al. (1999) señalaron las principales diferencias teóricas y prácticas entre la flotación de minerales sulfurados y no sulfurados, estas son:

1. Los minerales sulfurados tienen una química de superficie que está relacionada con reacciones electroquímicas. Por otro lado, los minerales no sulfurados tienen una química superficial que esta determinada en gran medida por reacciones de intercambio iónico y fuerzas electrostáticas.
2. En los sistemas de flotación de minerales no sulfurados solo existen pequeñas diferencias entre las propiedades de flotación entre las menas y la ganga. Por lo tanto, para lograr las condiciones óptimas de flotación se requiere de un mayor número de reactivos, mayor tiempo de acondicionamiento y de pre- tratamientos para lograr una alta selectividad.
3. Una parte de los minerales no sulfurados contiene limos/ arcillas y óxidos de hierro que afectan el proceso de flotación que requiere aplicar depresores y floculantes para su eliminación.
4. En los minerales no sulfurados tiene un impacto la calidad del agua, esto se debe a que los colectores pueden reaccionar con cationes multivalentes como es el caso de los ácidos grasos con calcio y magnesio. Esta reacción genera compuestos insolubles que se adsorben en la superficie de las menas reduciendo la selectividad del proceso. Otras especies solubles especialmente el hierro, puede adsorberse en minerales ganga causando su activación.

- La especificación para un concentrado de minerales no sulfurados sea comercial son mayores que en los minerales sulfurados. Las impurezas en el concentrado pueden traer consigo sanciones por encontrarse fuera de las especificaciones comerciales. Un ejemplo es el contenido de  $CaF_2$  en un concentrado que será vendido como grado ácido para la siderúrgica, si no se cumplen con las especificaciones deseadas por el comprador el concentrado deja de ser vendible. Otro ejemplo son los concentrados de Fe donde el porcentaje de P máximo es de 0.18 % - 0.15 %, para el porcentaje de S se encuentran rangos de 0.17 % - 0.08 % y el porcentaje de sílice máximo es de 4.0 % obligando procesos de concentración más selectivos para su comercialización.

Cytec (2002) señala que debido a las limitaciones que se tienen en la flotación de minerales no sulfurados existen una variedad de técnicas de pretratamiento y procesamiento que pueden resultar únicas para cada mineral. En algunos casos obtener un concentrado de calidad puede llevar a implementar diversos métodos de concentración. Entre las técnicas de pretratamiento podemos encontrar lavado, deslamado, flotación a alta temperatura, floculación de limos y adición de reactivos modificadores para promover la flotación o depresión de los minerales no sulfurados.

Los colectores utilizados para estas operaciones logran su adsorción por interacción electrostática con la superficie mineral. Para una eficiente operación con estos colectores se debe conocer el valor de la carga del punto cero para los minerales que se desean flotar. Para que un colector catiónico se absorba sobre la superficie del mineral es necesario que tenga un carácter aniónico y para un colector aniónico es necesario que la superficie mineral tenga una carga positiva. Dentro de este grupo de colectores que tienen una adsorción electrostática encontramos a colectores de cadena corta, sulfonatos, alquil sulfato y carboxilatos en la flotación de óxidos y silicatos. En la flotación de los minerales no sulfurados se produce una extensa unión de hidrógeno de las moléculas de agua en su superficie. Esto da como resultado, la presencia de hemi-micelas de colectores o precipitados que son necesarios para hacer que esta superficie sea hidrofóbica. En la Figura 4.3-110 se muestra la asociación de cadenas de hidrocarburos (hemi-micelas) en la interface sólido – líquido.



**Figura 4. 3-110** Representación de doble capa eléctrica en presencia de compuestos tensoactivos orgánicos: **a)** Adsorción como iones individuales a una baja concentración del colector, **b)** Formación de hemimicelas a concentraciones más altas y **c)** Coadsorción de iones colectores y moléculas neutras. Adaptado de Aplan y Fuerstenau (1962).



Los iones colectores pueden estar presentes en las superficies minerales como iones individuales o como iones agregados (hemi – micelas). Estos iones agregados contienen un número limitado de iones surfactantes debido a la repulsión electrostática entre las cabezas cargadas. Cuando en un sistema están presentes iones neutros u opuestos a los iones surfactantes se reduce la repulsión entre los iones cargados, disminuyendo la concentración crítica de las micelas. El desarrollo de micelas como la interacción en la región de la interface depende esencialmente de las concentraciones del tensioactivo.

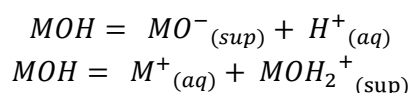
Smith y Akhtar (1976) indican que la flotación de minerales óxido y silicatos, con colectores catiónicos y aniónicos difieren de la flotación de los minerales sulfurados con colectores sulfidrilos. En el caso de estos colectores es importante considerar:

- Existe una importante interacción electrostática entre mineral y colector.
- Se requieren colectores de cadena larga, al menos 10 carbonos.
- Se requiere un estricto control en la concentración del colector.
- La fijación entre el colector y el mineral es menor.
- El tiempo de acondicionamiento es alto para su flotación.
- El proceso de flotación es muy sensible a los limos.
- Los colectores contienen características espumantes.
- La selectividad de colectores catiónicos es pobre en comparación con los sulfidrilos.

Para la flotación de óxidos y silicatos se emplean colectores catiónicos como aminas y colectores aniónicos como carboxilatos, sulfonatos, alquil sulfatos y agentes quelantes. Las propiedades de estos colectores dependen de características como la constante de ionización, solubilidad, tamaño de la cabeza iónica, longitud de la cadena de hidrocarburos y la concentración crítica de micelas (CMC). La solubilidad de las especies moleculares y la concentración crítica de micelas depende en gran medida de la longitud de la cadena de hidrocarburos (Aplan y Fuerstenau, 1962).

Fuerstenau y Raghavan (1976) mencionan las siguientes relaciones que se observan en la adsorción de los colectores catiónicos y aniónicos.

1. El efecto de la longitud de la cadena de hidrocarburos sobre la adsorción está relacionado con la disminución de energía libre. Cuando más larga sea la cadena de hidrocarburos, menos será la concentración crítica de hemicelas y menor será la cantidad de colector requerida.
2. La concentración de hemicelas depende de las proporciones de especies cargadas a neutras en la doble capa, que depende del potencial eléctrico de la superficie y la concentración de las especies cargadas y neutras en solución.
3. El efecto del pH en la adsorción es doble: (1)  $H^+$  y  $OH^-$  establecen el potencial eléctrico de la superficie y (2) la concentración de  $OH^-$  establece el grado de hidrólisis de los colectores de base débil:



Que implica la disolución parcial del oxígeno y la formación de complejos hidroxilo en la solución seguida de la adsorción de los complejos. La generación de la carga superficial por cualquier mecanismo o incluso por la adsorción directa de  $H^+$  y  $OH^-$ . Dara como resultado un cambio equivalente en el pH.

4. El efecto de las moléculas neutras es doble: (1) Estas especies disminuyen la concentración de CMC y (b) estas especies aumentan el potencial eléctrico negativo de la doble capa. En general, las moléculas neutras de cadena larga cambian el punto de flotación máxima a valores de pH más bajos.

5. Los cationes inorgánicos presentes en la solución compiten con los iones colectores dentro de la doble capa, reduciendo la adsorción del colector.

Un primer ejemplo es el caso de la calcita que muestra un punto de carga cero a un pH de 10.8 sin embargo, después de un tiempo de haber estado en contacto con el agua y una vez alcanzando el equilibrio este valor es reducido a un pH 8 – 8.2. El método de flotación para la calcita se logra con el uso de carboxilatos de cadena corta (como el ácido láurico) que efectúan una quimiadsorción (Fuerstenau et al., 1985).

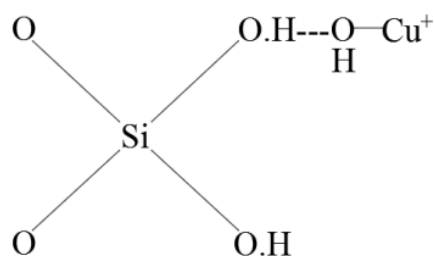
La recuperación de la calcita está en función de la concentración del colector y la longitud de la cadena de hidrocarburos. Cuando se aumenta la longitud de la cadena de hidrocarburos, se reduce la concentración de carboxilatos necesaria para la flotación.

En los sistemas de flotación que se produce la unión covalente puede producirse la interacción del colector con la superficie mineral con y sin el movimiento del átomo metálico desde la red. Sin el movimiento de los átomos de la superficie mineral, también se denomina “quimiadsorción” y la adsorción se limita solo a la formación de una mono capa (Miller et al., 2007).

La quimiadsorción de colectores de elevado peso molecular sobre óxidos y silicatos se efectúa mediante la hidrólisis de los cationes que se disuelven del mineral y forman complejos hidroxilados, seguida de una adsorción de los complejos sobre el mineral. Si la concentración de estos complejos es elevada pueden cambiar el signo de potencial zeta, porque son complejos que se adsorben sobre la superficie con carga positiva.

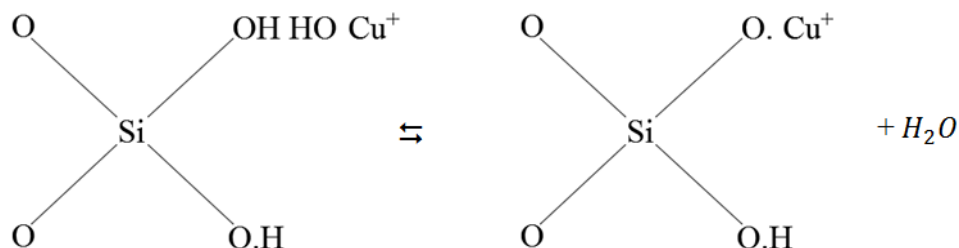
Para que el potencial zeta cambie de signo debe existir una acumulación de carga en la doble capa. El mecanismo de adsorción de iones cargados consiste en tres etapas: (1) formación de agua por la combinación del complejo hidroxilo y el ion hidrógeno adsorbido, (2) enlace de hidrógeno del complejo hidroxilo con la superficie, y (3) formación y adsorción del hidroxilo metálico sobre la superficie (Fuerstenau y Palmer, 1976).

El enlace de hidrógeno entre el ion hidrógeno adsorbido y el complejo hidroxil en la superficie del cuarzo ocurre de acuerdo con la Figura 4.3-111.



**Figura 4. 3-111** Enlace del ion hidrógeno adsorbido y el complejo hidroxil. Adaptado de Fuerstenau et al. (1976).

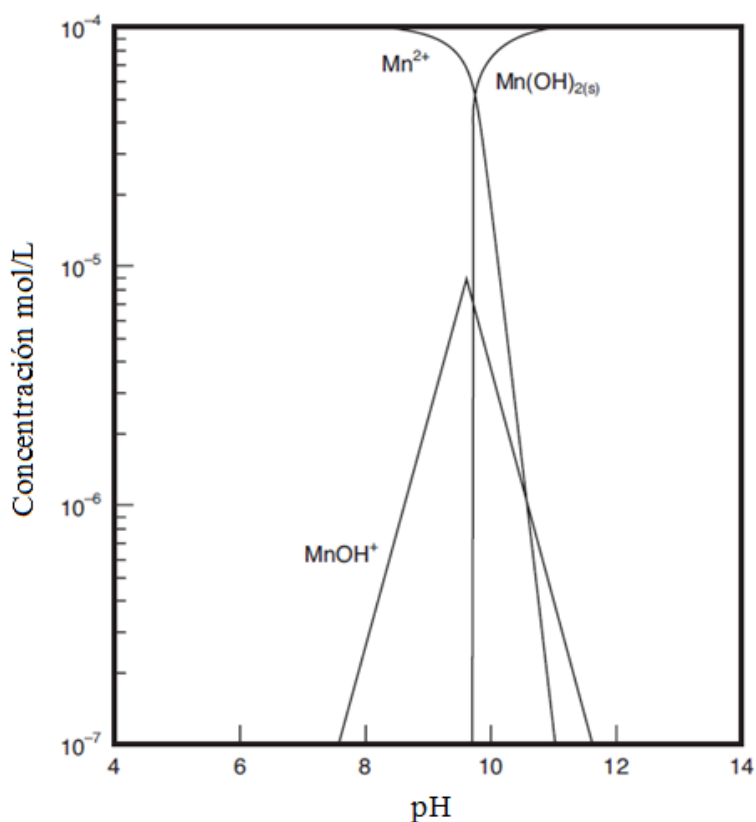
Otro mecanismo puede ser la adsorción del complejo hidroxilo a causa de la eliminación de agua, ver Figura 4.3-112.



**Figura 4. 3-112** Adsorción del complejo hidroxil mediante la formación y división del agua. Adaptado de Fuerstenau et al. (1976).

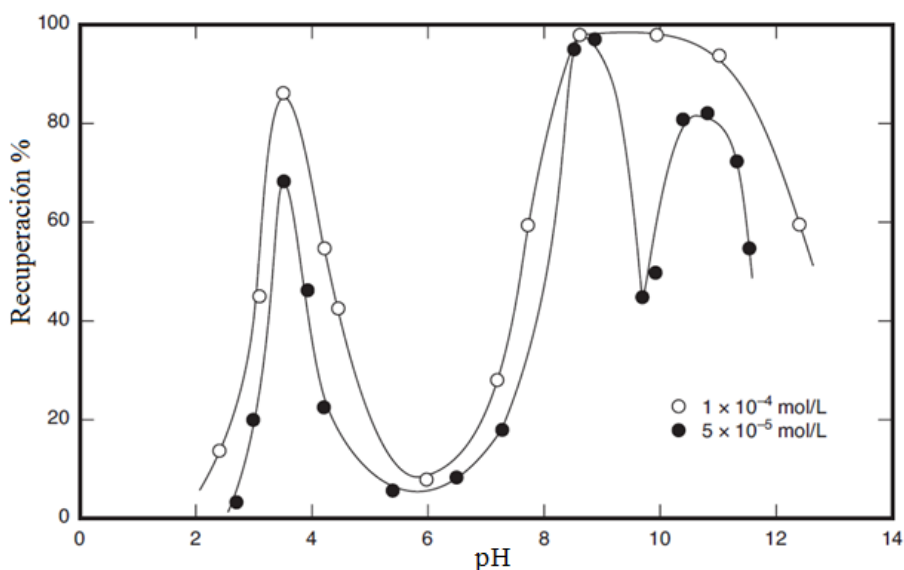
Cualquiera de estos mecanismos da lugar a una carga mayor en la doble capa después de la adsorción. Como se mencionó anteriormente, la quimiadsorción de colectores de alto peso molecular en óxidos y silicatos se produce en condiciones en las que los iones metálicos de la red cristalina son hidrolizados. Un ejemplo es la pirolusita que se flota con oleato como colector, se presenta en dos máximos de flotación cuando el PCC es pH 7.4 y en otro sistema a un pH 8.5, este proceso se relaciona con las especies  $MnOH^+$ .

En la Figura 4.3-113 se presenta un diagrama de las especies para  $Mn^{2+}$ , donde  $MnOH^+$  esta presente a un pH aproximadamente de 9. La respuesta de flotación de la pirolusita con oleato, se pueden observar dos máximos uno a un pH 4 que se atribuye a la adsorción física del oleato en la superficie cargada positivamente. El PCC de este mineral es 7.4 y la flotación observada a un pH 9 se debe a una reacción superficial que implica la hidrólisis de  $Mn^{2+}$ .



**Figura 4. 3-113** Diagrama de especiación para  $1 \times 10^{-4}$  mol/L  $Mn^{2+}$ . Adaptado de Fuerstenau et al. (2007)

Un segundo ejemplo es la flotación de cromita con oleato, en la naturaleza de  $Mg^{2+}$  se sustituye frecuentemente por  $Fe^{2+}$ , mientras que  $Al^{3+}$  se sustituye frecuentemente por  $Cr^{3+}$  en la cromita. La respuesta a la flotación con oleato se da en la Figura 4.3-114, el PCC del mineral se da en un pH 7 teniendo un comportamiento similar a la de la pirolusita, la respuesta de flotación a pH 4 se atribuye a la adsorción física de oleato. La respuesta a pH 8 y 11 se tribuye a los mecanismos involucrado por complejos hidroxilo de  $Cr^{3+}$  y  $Al^{3+}$  que controlan las características de flotación de la cromita. El cromito, el aluminio y el cromo se coordinan octaédricamente con el oxígeno, mientras que los cationes divalentes se coordinan tetraédricamente con el oxígeno. Como resultado los cationes divalentes se disuelven fácilmente que los cationes trivalentes.



**Figura 4.3-114** Recuperación de cromita en función del pH y la concentración de oleato. Adaptado de Fuerstenau et al. (2007)

#### 4.3.7.2.1 GENERALIDADES DE LA FLOTACIÓN DE ÓXIDOS

Somasundaram y Lou (1999) mencionan que un problema general es la flotación de minerales óxidos es la separación de minerales sulfuro oxidados superficialmente y minerales tipo óxido, en general existen dos procedimientos disponibles:

1. Flotación con ácidos grasos como colectores (sin activación).
2. Activación con sulfuro de sodio para convertir la superficie del óxido y tratarlo como un mineral sulfurado (sulfuración) seguido de su flotación con colectores tiol.

En el primer proceso, la flotación con ácidos grasos no es selectiva y puede aplicarse solo a pocos minerales que tienen minerales valiosos relativamente insolubles; en este procedimiento puede ocurrir que los iones metálicos liberados en la solución creen una activación indeseable de la ganga. Para lograr la flotación con ácidos grasos, es importante que en los minerales ganga no se encuentre pirrotita o pirita que pueden flotar fácilmente con ácidos grasos.

El proceso de la sulfuración es una de las técnicas de separación más efectiva y selectiva, este método presenta dificultades cuando los minerales oxidados se asocian con arcillas y/o piritita y pirrotita oxidadas. Con algunos minerales oxidados es necesaria la adición alta de colectores tiol para lograr una flotación selectiva.

Los minerales óxido de plomo y cobre son difíciles de flotar que sus correspondientes sulfuros. Esta dificultad está ligada a la gran hidratación en la superficie de los carbonatos, sulfatos y silicatos, la cual se debe a la interacción de las moléculas de agua en la superficie de estos minerales. Como resultado directo de la adsorción química de las moléculas de agua, se forman grupo hidroxilo y la superficie tiende a ser hidrofílica comparada con la superficie de los sulfuros bajo las mismas circunstancias.

Cuando se habla de una superficie hidrofílica se tiene una gran tendencia a reaccionar con las moléculas de agua y como consecuencia las burbujas de aire no se adhieran a la superficie. La concentración de grupos hidroxilo en la superficie de los minerales es muy importante porque estas especies favorecen la iniciación de capas de moléculas de agua adsorbidas. Estas capas tienen un efecto significativo en la humectación de los sólidos y en la naturaleza de la interface agua/sólido. Para que estos minerales de superficie hidrofílica adquieran un carácter hidrofóbico se requiere la adición de colectores. La finalidad de introducir estos colectores durante la transformación hidrofílica - hidrofóbica es cubrir los grupos polares de la superficie, evitando que las moléculas de agua interaccionen con la superficie haciendo posible la adherencia de burbujas de aire.

Otra característica importante es la solubilidad de las partículas minerales. Los principios termodinámicos de los óxidos metálicos insolubles, se aplican para definir los sistemas de flotación donde intervienen carbonatos, sulfatos y silicatos. Cuando se compara el producto de la solubilidad ( $K_{ps}$ ) del sulfuro, carbonato y sulfato de plomo se observa que a medida que este valor aumenta, la flotabilidad del mineral disminuye. Estos valores son:

- Galena tiene un  $K_{ps} = 7 \times 10^{-29}$
- Cerusita tiene un  $K_{ps} = 1.5 \times 10^{-13}$
- Anglesita tiene un  $K_{ps} = 1.3 \times 10^{-8}$

De esta manera la solubilidad más alta de la anglesita, comparada con la cerusita, es la responsable de su pobre recuperación mediante la flotación. La misma comparación entre la solubilidad y flotación es válida para los sulfuros, carbonatos y silicatos de cobre. Donde el producto de solubilidad de minerales de cobre es:

- Calcosita tiene un  $K_{ps} = 8 \times 10^{-49}$
- Covelita tiene un  $K_{ps} = 4 \times 10^{-36}$
- Azurita tiene un  $K_{ps} = 8.3 \times 10^{-8}$
- Malaquita tiene un  $K_{ps} = 8.3 \times 10^{-8}$

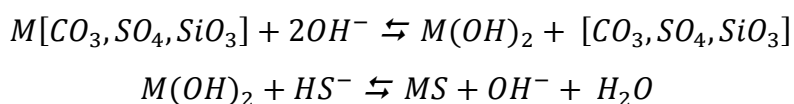
Otro factor importante en la solubilidad de los minerales oxidados es su estructura cristalina y los planos de clivaje que se forma durante su reducción de tamaño. En algunos estudios se encontró que en minerales oxidados de plomo la solubilidad de una superficie de anglesita es 300 veces más alta que la superficie de la cerusita, que se distingue por la presencia de un número significativo de cationes de plomo en los niveles superiores de su superficie. La anglesita, por lo contrario, se caracteriza por la ausencia de iones plomo en los niveles superiores de su superficie y esto determina su carácter hidrofílico.

Como anteriormente se mencionó, los iones que se disuelven de la estructura cristalina de los minerales tienen un efecto muy importante en la flotación; debido a la activación no deseada de la ganga.

El procedimiento más utilizado para la flotación de los minerales oxidados es la sulfuración de su superficie y su posterior flotación con colectores sulfhídricos. El proceso de sulfuración de los principales óxidos de cobre, plomo, estaño, titanio y hierro, es una práctica común en el beneficio de minerales oxidados.

El principal objetivo del proceso de sulfuración es convertir la superficie de los minerales oxidados en sulfuros de cobre o plomo según sea el caso. Como resultado la superficie del mineral se convierte en menos hidrofílica, mediante la adsorción química del ion sulfuro. El ion sulfuro tiene un radio relativamente grande, por lo tanto, no presenta un enlace de hidrógeno y la superficie sulfurizadas se hidrata menos que los carbonatos, sulfatos o silicatos.

Las reacciones de sulfuración comúnmente se llevan a cabo en medios alcalinos, donde la especie predominante del ion sulfuro es el ion bisulfuro. También, en soluciones alcalinas la superficie mineral presenta un alto grado de hidratación. Urbina y Fuerstenau (1983) indican que la reacción de la sulfuración está dada por:



#### 4.3.7.2.2 FLOTACIÓN DE ÓXIDOS DE COBRE

El cobre es económicamente recuperable en sus tres tipos principales minerales de ocurrencia sulfuros, óxidos y la mezcla óxidos – sulfuros. El camino general para los minerales sulfurados de Cu es mediante la flotación. Los minerales oxidados que contiene Cu pueden ser tratados por un proceso hidrometalúrgico, siempre y cuando no contenga una ganga ácida como la dolomita. Para minerales mixtos que no contienen ganga que consuma ácido, los valores de minerales óxido se recuperan mediante flotación para su posterior lixiviación. Cuando el mineral contiene minerales ganga que consumen ácido, se requiere de una flotación selectiva para recuperar los sulfuros y óxidos (Bulatovic, 2007).

En la mayoría de los casos, los minerales de óxido de cobre contienen más de un mineral oxidado de cobre y también se pueden encontrar mezclados con sulfuros. Los minerales de cobre se agrupan colectivamente como óxidos como la cuprita y tenorita, incluyendo dos carbonatos básicos malaquita y azurita, además de varios silicatos siendo el más típico la crisocola. De estos minerales la malaquita y la crisocola son los más comunes en cuanto calidad y frecuencia de ocurrencia (Gaudin, 1922).

Los minerales de óxido de cobre más importantes son la cuprita, tenorita, malaquita y azurita. Desde un punto de vista del procesamiento de minerales los óxidos de cobre se pueden dividir en cinco grupos:

1. Minerales de óxido de cobre. Siendo el mineral primario la malaquita los cuales pueden contener carbonatos, dolomita y cuarzo, en algunos casos el cuarzo puede ser la ganga predominante.

2. Minerales de óxido mixto malaquita - crisocola. Donde los principales minerales de cobre son la malaquita, crisocola y tenorita donde la ganga principal es cuarzo.
3. Minerales de óxido mixto malaquita – cuprita. En este mineral se encuentra cuprita, malaquita y azurita con una ganga predominante de carbonatos y dolomita, por lo general se encuentran cantidades significativas de arcillas.
4. Minerales de óxido mixto con sulfuros. Contiene minerales complejos incluyendo bornita, calcosita, malaquita, cuprita, crisocola y azurita.
5. Minerales de óxido con valores de oro. Este tipo de mineral no es abundante, solo se conocen pocos depósitos en Brasil y Australia. El cobre está representado por cuprita, cobre nativo y tenorita con grandes cantidades de arcillas de hidróxido de hierro e illita.

Las propiedades de flotación de óxidos de cobre dependen de:

- Mineralogía y estructura física de los minerales (porosidad y solubilidad).
- Ganga que lo constituye como arcillas, carbonatos y silicatos.
- Especies presentes en la superficie mineral.

**Malaquita.** La malaquita es uno de los minerales óxido más estudiados, el proceso de sulfuración es exitoso con  $Na_2S$  y  $NaHS$ , añadiendo como colectores xantato o éster de xantato empleando en óxidos de cobre con carbonatos. Otro proceso utilizado es empleando ácido carboxílico como colector, este proceso es utilizado en óxidos de cobre con ganga silícea

La flotación de la malaquita también se examinó con colectores catiónicos, usando mono y diaminas en una pulpa alcalina. Es importante señalar que existen variedades de malaquita que son difíciles de flotar como la psedomalaquita que responde muy poco a la sulfuración. Es común encontrar a la malaquita y azurita como asociados, la azurita generalmente se encuentra en pequeñas cantidades.

**Cuprita y Tenorita.** Comúnmente se encuentran como un mineral secundario junto con sulfuros y malaquita. La cuprita y la tenorita se flotan utilizando el método de sulfuración o colectores aniónicos. Las propiedades de estos minerales son similares a la malaquita, pero demanda un mayor consumo de  $Na_2S$  y  $NaHS$ .

Cuando los óxidos de cobre tienen como ganga dolomita se pueden beneficiar fácilmente empleando un proceso de sulfuración, lo contrario ocurre con arcillas donde no es posible llevar a cabo una sulfuración con cantidades económicas de reactivos.

Bhambhani et al. (2016) señalan que existen dos métodos para la flotación de minerales de óxido de Cu: (1) mediante sulfuración seguida de la flotación y (2) flotación directa de minerales óxido de Cu.

## 1. Método de Sulfuración – Flotación.

Es el tratamiento donde la sulfuración se lleva a cabo con sulfuro de sodio, hidrosulfuro de sodio o sulfuro de amonio, seguido de su flotación utilizando colectores tipo tiocarbamatos, ditiofosfato y xantatos. Un proceso mejorado de la sulfuración es el denominada sulfuración de potencial controlado (CPS), que implica el uso de un electrodo de iones de sulfuros para controlar el potencial de la pulpa durante la adición y acondicionamiento del agente sulfurante. El  $HS^-$  o  $S^{2-}$  reacciona con los átomos de Cu en la superficie para formar una capa superficial de sulfuro de cobre. Una vez que se forma la mono capa de sulfuro de Cu se puede utilizar colectores sulfhídricos.

La elección del sulfidizador se basa en el consumo requerido para lograr este recubrimiento y lograr una flotación eficiente de acuerdo a las pruebas de laboratorio. En el caso específico de la malaquita el consumo de  $NaHS$  (1,500 g/t) es mayor que el  $Na_2S$  (1,000 g/t) para lograr una flotación con colectores xantato.

El proceso de sulfuración donde se emplea como colectores los xantatos es sensible a los siguientes factores:

- La dosificación del sulfidizador debe ser controlada para obtener una sulfuración óptima y evitar el exceso de iones SH que pueden causar su depresión.
- Cuando se tienen arcillas el consumo de sulfidizador es mayor.
- El consumo de sulfidizador depende del tipo de colector utilizado, con xantatos se requiere una mayor sulfuración que cuando se usan ditiofosfatos.

Como depresor de la ganga en la flotación de óxidos, se utiliza silicato de sodio. Algunos otros depresores utilizados son la mezcla de fosfato de sodio y sulfonatos de lignina, mezcla de ácido acrílico de bajo peso molecular y silicato de sodio, y la mezcla de silicato de sodio con sulfato de alúmina.

La elección de colector depende de las especies mineralógicas presentes y el grado de oxidación. Si el mineral contiene silicatos, entonces se puede usar ácidos grasos como colector principal. Cuando el mineral contiene minerales ganga en forma de carbonatos se utiliza generalmente la sulfuración, empleando colectores xantato como un colector primario.

### Método de flotación directa.

Este implica la flotación de los minerales de óxido de Cu con colectores como amins primas, ésteres de fosfato, sulfonatos, ácidos grasos e hidroxamatos. Siendo el único reactivo utilizado a nivel industrial los ácidos grasos, pero con una baja selectividad. Otros reactivos utilizados a nivel industrial son los complejos quelantes, los cuales se clasifican por los átomos donantes más importantes (N, S y O) ligados al grupo funcional que se unen con el metal de la superficie del mineral.



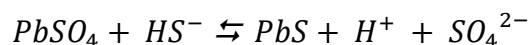
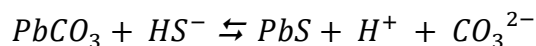
#### 4.3.7.2.3 FLOTACIÓN DE ÓXIDOS DE PLOMO

Son pocos los depósitos de minerales de óxido de plomo, algunos ejemplos son la mina Mibladen en Marruecos y el depósito de Tynagh en Irlanda. Estos depósitos contienen minerales ganga como la barita y dolomita, además de contener arcillas. El principal mineral óxido de plomo es la cerusita, asociado regularmente con el carbonato anglesita, el sulfato plumbojarosita, y en algunas ocasiones wulfenita, mimetita, piromorfita y crocoita.

La flotación de minerales óxido de plomo es difícil, porque los colectores no actúan de manera directa. El método más utilizado es la sulfuración con una flotación posterior con xantato, el exceso de sulfidizador tiene un efecto negativo en la recuperación de cerusita y anglesita. En la mayoría de los casos previo al proceso de flotación se tiene una etapa de deslamado para eliminar arcillas e hidróxidos de Fe. Otro proceso utilizado incluye una separación gravimétrica en un medio denso.

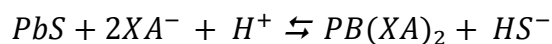
La elección entre  $Na_2S$  y  $NaHS$  como agente sulfidizante depende de la composición de la ganga, el proceso de sulfuración de la anglesita resulta eficiente cuando se usa  $NaHS$ . En cuanto a la cerusita cuando se emplea  $Na_2S$ . La aireación es beneficiosa para el proceso, si la cerusita cuando se encuentra ligeramente sulfurada y con la ausencia de la aireación pierde rápidamente su flotabilidad.

Cuando los minerales óxidos contienen minerales arcillosos y carbonatos, que evita una sulfuración completa se emplea  $Na_2S$  con sales de antimonio. Los carbonatos detienen la sulfuración debido a la producción de bicarbonato, el amonio aumenta la solubilidad del carbonato de calcio permitiendo que se complete la sulfuración. Las reacciones de sulfuración de la cerusita y la anglesita son:



Los colectores utilizados en la flotación de óxidos de plomo se limitan a colectores xantatos como primarios, ditiofosfatos y mercaptanos como colectores secundarios. Esto se debe a que los óxidos de plomo se encuentran asociados a un mayor número de minerales ganga, el uso de colectores aniónicos resulta muy poco selectivo.

La adsorción de los iones xantato amílico sobre las superficies sulfurizadas obedece a la reacción:



#### 4.3.7.2.4 FLOTACIÓN DE ÓXIDOS DE ZINC

El principal óxido de zinc es la smithsonita que se encuentra asociado a carbonatos y diversos silicatos como la hemimorfita y willemita, además de ganga como caolín, montmorillonita y goethita.

La flotación directa de los óxidos de zinc se puede lograr con ácidos grasos, mercaptanos y aminas con una baja selectividad. Cuando se emplea un proceso de sulfuración las aminas pueden ser un buen colector, para la flotación de smithsonita a un pH de 8 - 9 donde se logra una recuperación cercana al 80 %, para la calamina el pH óptimo es 10.5 y en presencia de willemita – hemimorfita el pH óptimo es aproximadamente de 11.5. Se han estudiado diversas mezclas de colectores a nivel laboratorio como lo son colectores basados en una mezcla de ácidos grasos y xantatos (colectores DS).

Wang et al. (2016) mencionan que la adición de sulfuros de sodio como reactivo promotor y aminas como colector, es una práctica común en los óxidos de zinc, pero el consumo del colector catiónico es alto. Cuando se emplea esta técnica, el pH de la pulpa es un factor importante que puede afectar el rendimiento de la flotación. La hidrólisis y la disociación del sulfuro de sodio libera iones  $OH^-$ ,  $S^{2-}$  y  $HS^-$  en solución reaccionando y alterando la superficie mineral. Se requiere de una condición alcalina para proporcionar suficiente  $S^{2-}$  y  $HS^-$  en la solución.

Los modificadores de pH más utilizados son  $NaOH$  y  $Na_2CO_3$  para lograr una condición alcalina, sin embargo, el hidróxido de sodio y el carbonato de sodio son agentes no deseados en la flotación de smithsonita debido a la precipitación de  $Zn(OH)_2$  a valores de pH altos.

En general los óxidos están asociados a una composición compleja de ganga, por lo tanto, la selección del depresor lo dictan las especies presentes en el mineral; algunos de los depresores utilizados son silicato de sodio, almidones, guar, polímeros acrílicos y fosfatos.

El sulfuro de sodio se utiliza como un modificador de pH, dando como resultado una solución de pH 10.5 – 12. En este pH las aminas presentes en forma  $RNH_2$  pueden adsorberse en la superficie de la smithsonita. Por lo tanto, en la flotación de óxidos de zinc, el sulfuro de sodio cumple dos funciones como modificador de pH y sulfidizador.

Además de los factores como el control en la adición de aminas y sulfuros de sodio, el tiempo de acondicionamiento del sulfuro de sodio y la eliminación de la cal, juegan un papel importante en la flotación de minerales de zinc no sulfurados. El efecto de la sulfuración depende en gran medida del tiempo, por lo tanto, el reactivo debe añadirse por etapas (Wang et al., 2016).

Otro colector utilizado son los ácidos carboxílicos para flotar la smithsonita o minerales arcillosos, pero solo son empleados cuando no se tiene la presencia de carbonatos como la calcita y dolomita que flotan antes que la smithsonita. Para este proceso el silicato de sodio y el almidón pueden usarse como depresores de calcita a un pH 7 -10, mientras que el cuarzo se deprime con ácido oleico. Algunos estudios han demostrado que el silicato de sodio con ácido oleico puede deprimir con éxito a la calcita a un pH de 9 (Wang et al., 2016).

Debido a la complejidad de la ganga que se relaciona a los óxidos de plomo y zinc resulta difícil lograr una selectividad efectiva y económicamente viable, este factor aunado a los pocos yacimientos donde abundan estos minerales son escasas las operaciones que benefician estos minerales como una mena de plomo y zinc.

Valdivieso et al. (1986) señalan que el plomo metálico y el zinc se extraen principalmente de los sulfuros metálicos, sin embargo, se cree que en las próximas décadas estas menas serán más complejas con respecto a su mineralogía y tamaño de liberación. Resulta importante considerar el beneficio de depósitos de minerales oxidados como fuentes potenciales de cobre, plomo y zinc en un futuro.

#### 4.3.7.2.5 FLOTACIÓN DE ÓXIDOS DE ESTAÑO

El mineral de estaño más importante es la casiterita; las principales impurezas de la casiterita son el tántalo, niobio, titanio, indio, escandio y plata. Esta impureza tiene un efecto en las propiedades de flotación, con el contenido de impurezas la casiterita reporta un contenido de estaño que varía entre el 65 % al 78 %. En algunos depósitos en la casiterita se encuentran impregnaciones de sulfuros como la calcopirita, galena y arsenopirita haciendo aún más complejo su flotación.

La flotación es indispensable para la recuperación de casiterita, sin embargo, la casiterita se encuentra asociada a muchos minerales ganga que tiene propiedades de flotabilidad similares como el cuarzo, calcita, fluorita, óxidos de hierro, wolframita, scheelita y turmalina.

De acuerdo a los depósitos de estaño, se puede clasificar en tres grupos principales:

- Casiterita contenida en vetas pegmatíticas con contenido significativo de niobio y tántalo con trazas de wolframita y manganeso.
- Casiterita en vetas de cuarzo, con un contenido aproximadamente de un 1% de niobio y tántalo, además de 0.3 % – 0.4 % de wolframita
- Casiterita en vetas de sulfuro con un contenido significativo de vanadio, azufre y wolframita.

La casiterita puede ser concentrada mediante métodos como la concentración gravimétrica, separación magnética y separación electrostática, cuando se busca una mayor selectiva se emplean una concentración por flotación. La concentración con métodos gravimétricos, magnéticos y electromagnéticos se utiliza en el beneficio de los depósitos cuando la casiterita se presenta en grano grueso y la flotación cuando la casiterita se encuentra diseminada.

La flotación de la casiterita es considerada como un proceso secundario para la recuperación de casiterita por debajo de un tamaño de  $40 \mu m$  después de la concentración gravimétrica. El proceso de flotación de la casiterita resulta complejo por la ganga asociada y por la inconsistencia en las propiedades de la superficie por las impurezas que afectan la adsorción de los colectores. Pocos son los colectores utilizados para la flotación de la casiterita; los primeros fueron el ácido arsénico y el ácido fosfónico, pero su aplicación es escasa por ser reactivos con una alta toxicidad y altos precios. Lo cual llevó a la aplicación de ácido oleico, oleato de sodio, ácido alquifosfórico, éster fosfórico de succinato, hidroxamatos y sulfonato de sodio, como colectores principales

Los reactivos depresores y modificadores son esenciales para lograr una flotación selectiva algunos de los reactivos utilizados son el ácido cítrico y el ácido estireno fosfónico. Una gran cantidad de reactivos orgánicos, se consideran buenos depresores de algunos minerales ganga, pero también tienen un agente depresivo sobre la casiterita, algunos son el ácido tánico y ácido tartárico. En la Tabla 4.3-21 se muestran algunos depresores para algunos minerales ganga en la casiterita.

**Tabla 4.3-21**

Depresores de la ganga en menas de estaño.

Depresores de minerales ganga			
Cuarzo	Feldespato	Turmalina	Óxidos de hierro
$Na_2SiO_3$	$Na_2SiO_3$	$Na_2SiF_6$	Ácido oxálico
$H_2SiF_6$		Ácido oxálico	Ácido cítrico
$NaOH$		Ácido tánico	
Ácido cítrico			

Adaptado de Bulatovic (2007).

Cytec (2002) señala que la recuperación de casiterita de las colas en las plantas de concentración gravimétricas por flotación es una práctica común. Las partículas finas de casiterita asociadas a sulfuros se tratan por flotación con colectores tipo xantato y sulfato de cobre, si es necesario. Con este procedimiento se flotan los sulfuros y las colas de la flotación contienen a la casiterita, la cual es enviada a una flotación primaria. Para este proceso se utiliza como promotor el AERO 845, como espumante AEROFROTH 65 y ácido sulfúrico para lograr un pH de 2-3. La selectividad de este proceso depende de los minerales ganga.

En los años más recientes la aplicación de ácido arsénico y fosfónico, espumantes como AEROFROTH 65 y OREPREP 507, 549, 579 y 587 permite una mejor selectividad. El uso de silicato de sodio (500 – 1,000 g/t), fluoruro de sodio (20 – 500 g/t) o fluosilicato de sodio (20 – 500 g/t) como depresores de la ganga han sido efectivos.

Los reactivos modificadores y depresores generalmente se agregan en una etapa de acondicionamiento de 5 minutos, seguido del colector para su acondicionamiento, donde se agrega el modificador de pH y espumante.

#### 4.3.7.2.6 FLOTACIÓN DE ÓXIDOS DE TITANIO

La mayoría de los minerales de titanio pertenecen a minerales refractarios, las principales menas son la ilmenita, rutilo y perovskite. Estos minerales se encuentran a apatita, circón y columbita; el contenido de titanio es variable por las impurezas que puede contener como estaño, cromo, óxidos de hierro, vanadio y niobio.

La mayor parte de la ilmenita y el rutilo que se producen provienen de depósitos de placer y en depósitos minerales, existen tres tipos principales de asociaciones: (1) ilmenita – magnetita, (2) ilmenita – hematita y (3) ilmenita – rutilo.

Los depósitos de ilmenita – magnetita son minerales de grano grueso, por lo tanto, su separación se logra mediante una concentración magnética o electrostática fácilmente. Los depósitos de ilmenita - hematita tiene una asociación íntima por lo tanto produce concentrado de hematita – ilmenita.

La flotación es utilizada como una operación secundaria logrado un concentrado libre de ganga, después de una concentración magnética o electrostática. En el caso de la asociación ilmenita – rutilo sea estudiado las propiedades de flotación de estos minerales para lograr un proceso selectivo. Siendo el rutilo la principal mena de titanio (95 % - 99 % de  $TiO_2$ ), el hierro contenido en la ilmenita puede ser un contaminante para su procesamiento.

Cuando se habla de depósitos de placer son los más abundantes las arenas negras, donde los principales minerales son la magnetita, hornblenda, augita, ilmenita, monazita y rutilo que pueden ser separados mediante una concentración magnética y electrostática, seguido de una flotación para separar las menas de titanio cuando el grano es fino.

**Propiedades de flotación de ilmenita.** Debido a su composición química e impurezas presentes en su red cristalina la propiedad de flotabilidad de la ilmenita es inestable, por lo tanto, su flotación varía de un depósito a otro. Los depósitos de ilmenita generalmente son de baja ley, se ha utilizado diversas operaciones para obtener un concentrado de ilmenita como separación magnética, electrostática, gravimétrica y flotación.

Un colector general para la ilmenita es el ácido oleico con el cual se obtiene una recuperación de 60 % - 80 % a un pH 5 a 7. De esta manera la ilmenita se puede recuperar en un amplio rango de pH, lo cual también hace poco probable la flotabilidad de la ilmenita se comporte de manera uniforme. Otro reactivo empleado para la flotación de la ilmenita con éxito son los ácidos grasos a un pH alcalino o aquil sulfato de sodio a un pH ácido. El cloruro de dodecilamonio es un colector que permite la flotación a un pH entre 3.5 – 6.5.

Bulatovic (2007) menciona que el pretratamiento ácido del mineral antes de la flotación de la ilmenita, tiene un impacto positivo en los resultados metalúrgicos. Los mejores resultados metalúrgicos se logran utilizando ácido sulfúrico.

La aplicación de ácido hidroxámico como colector ha demostrado ser capaz de permitir una flotación en los minerales oxidados. En la molécula de hidroxamato, los átomos de O y N en el grupo *-CONHOH* se identifican como átomos de coordinación en muchos complejos y su estructura determinan la fuerza del complejo quelante entre el hidroxamato y el catión metálico en la superficie del mineral. Cytec ha desarrollado y patentado una serie de hidroxamatos de alquilo como colectores para sulfuros, óxidos y metales preciosos que han sido utilizados para la separación de la ilmenita y wolframita (Xia et al., 2015).

La selección de depresores y modificadores depende del tipo de ganga presente en el mineral; el silicato de sodio es una de los principales depresores de ganga y el nitrato de plomo en pequeñas dosis es empleado como un activador.

**Propiedades de flotación del rutilo.** Las características de procesamiento de flotación del rutilo dependen de dos factores: (1) la mineralogía del depósito y (2) impurezas presentes en el rutilo. Bulatovic (2007) señala que el rutilo puede flotarse usando ácido oleico, oleato de sodio y otro ácido graso a un pH neutro, esto no es posible cuando el mineral contiene calcita, feldespatos y olivino.

Un colector ampliamente utilizado en la flotación de rutilo e ilmenita es el sulfosuccinato modificado que es una mezcla de ésteres de fosfato y sulfosuccinato. Recientes estudios han demostrado que el ácido estéril fosfórico, laurato de sodio, dodecilsulfato de sodio y aminoácidos son eficaces para la flotación del rutilo.

#### 4.3.7.2.7 FLOTACIÓN DE ÓXIDOS DE HIERRO

Los minerales de hierro son fundamentales para la producción de arrabio para la industria del acero y otras aleaciones. Actualmente la producción de los minerales de hierro se busca obtener el mayor contenido de hierro (63 % – 67 %), por lo tanto, se busca que el proceso de beneficio sea selectivo para otorgar una mayor calidad.

Existen diversos minerales de hierro como la siderita, pirita y siderita, siendo los más importantes los óxidos de hierro como la magnetita y hematita por su alto contenido de hierro. Los minerales ganga pueden ser silicatos, carbonatos – silicatos y arcillas – silicatos. Desde un punto de vista para la fundición existen dos tipos de impurezas: (1) ácidas formadoras de escoria son sílice y alúmina, (2) impurezas alcalinas como cal y magnesita, siendo las impurezas perjudiciales el azufre, fósforo y otros óxidos (Fuerstenau et al., 2007).

Existen varios procesos desarrollados para el beneficio de minerales de hierro, estos incluyen:

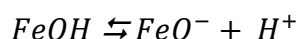
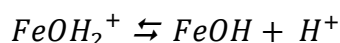
- Separación magnética que se aplica a los minerales que contiene magnetita.
- Flotación para mejorar los concentrados a partir de la separación magnética reduciendo el contenido de sílice y fósforo presentes en el concentrado, con el objetivo de satisfacer la demanda de un concentrado de alta ley para la industria.

Para flotación de minerales de hierro existen dos métodos utilizados:

1. Flotación inversa; donde se flota el cuarzo y se deprime el mineral de hierro.
2. Flotación directa de los minerales de hierro y se deprime los silicatos.

#### **Propiedades de flotabilidad de los óxidos de hierro.**

Fuerstenau et al. (2007) señalan que en la superficie de las menas de hierro; los átomos de Fe en presencia de agua, se coordinan con iones hidroxilo. Este fenómeno hace que adquieran una carga eléctrica en el medio acuoso por la ionización de grupos hidroxilos superficiales. El pH de la solución determina la carga superficial del óxido de hierro de acuerdo con las siguientes reacciones:



Como anteriormente se había establecido; el pH donde la carga en la superficie es cero se conoce como punto de carga cero (PCC). El IEP es el pH al cual la carga superficial neta es cero. Los grupos positivos, negativos y neutros coexisten en la superficie del óxido. Los grupos  $FeOH_2^+$  predominan sobre los grupos  $FeO^-$  debajo del PCC; en el PCC, el número de grupos positivos y negativos es igual, y a medida que aumenta el pH, aumenta los grupos  $FeO^-$ . El PCC de los óxidos de hierro se encuentra en un rango de pH para la hematita se encuentra en un pH de 7.8, 8.5 y 9.5, en el caso de la magnetita se encuentra 6.3, 6.4 y 7.1. La carga superficial es importante para comprender la flotación aniónica y catiónica de los óxidos de hierro.

#### **Reactivos de flotación para los óxidos de hierro.**

Los colectores utilizados en la flotación de los óxidos de hierro son los ácidos grasos, sulfato de alquilo, sulfonatos e hidroxamatos. Los ácidos grasos no son muy selectivos y se aplican solo cuando el mineral contiene pocos minerales insolubles. Si hay minerales solubles, los

iones metálicos liberados en la solución pueden crear una activación indeseable de los minerales ganga. Empleando colectores catiónicos como alquil-aminas el cuarzo se hace flotar de los óxidos de hierro, también se pueden emplear éter aminas o diaminas (Somasundaram y Lou, 1999).

Un problema general en la flotación es la separación de la hematita del cuarzo. Para dar solución a este problema se tienen seis procedimientos diferentes, los primeros cuatros se ha puesto en práctica a nivel industrial:

1. Flotación de hematita utilizando sulfonatos como colector a un pH de 2 - 4.
2. Flotación de hematita con ácidos grasos como colector a un pH 6 – 8.
3. Flotación de cuarzo con aminas con colector a un pH 6 -7.
4. Flotación de cuarzo activado con iones calcio a un pH 11 a 12, usando ácidos grasos como un colector junto con almidón para deprimir la hematita.
5. Flotación de hematita con aminas como colector a un pH 1.5 en presencia de ácido clorhídrico o ácido sulfúrico.
6. Flotación de hematita con hidroxamatos como colector a pH 8.5 y metil isobutil carbinol como espumante.

La flotación de hematita es realizado a nivel industrial, debido a que su magnetismo es menor en comparación con la magnetita. En el primer procedimiento empleando sulfonatos como colector tiene una adsorción de un colector aniónico en la hematita cargada positivamente a un pH de 2 – 4; el cuarzo al estar cargado negativamente a este pH, no adsorbe el sulfanato.

El segundo procedimiento, los ácidos grasos se adsorben en la hematita, pero no se adsorbe en el cuarzo. El tercer procedimiento, la amina se adsorbe en el cuarzo cargado negativamente pero no en la hematita. Por último, en el cuarto proceso, se evita la flotación de la hematita con el almidón que es hidrofílico a través de sus grupos carboxilo.

En el caso del cuarzo, debido a que su solubilidad es muy limitada y debido a que el único catión que comprende el mineral es el silicio, la flotación se obtiene solo después de que se agregan iones metálicos al sistema en un rango de pH en el que se produce la hidrólisis de los iones a complejos hidróxido. Los rangos de pH en los que se obtiene la flotación en presencia de varias sales metálicas se muestran en la Tabla 4.3-22.

**Tabla 4.3-22**  
Rangos de flotación de algunas sales metálicas.

Sal metálica	Rango de pH
<i>Fe<sup>3+</sup></i>	2.9 - 3.8
<i>Al</i>	3.8 - 8.4
<i>Pb</i>	6.5 - 12.0
<i>Mn<sup>2+</sup></i>	8.5 - 9.4
<i>Mg</i>	10.9 - 11.7
<i>Ca</i>	12

Adaptado de Bulatovic (2007).

**Flotación de silicatos y depresión del mineral de hierro.** Para este proceso se tiene tres métodos: (1) método de cal hidratada, (2) método de metafosfato caustico y (3) método de lignina cáustica. En todos los casos se emplean colectores aniónicos, los depresores del mineral de hierro durante la flotación catiónica incluyen almidones, dextrina, ligninas y fosfatos. El control del pH durante la flotación del cuarzo se realiza mediante *NaOH* para lograr un pH entre 8.0 y 10.1.

Las sales primarias de alquilamonio de cadena larga se usan para la flotación de silicatos. En particular los éteres aminas y diaminas se utilizan para eliminar el material silíceo de los minerales de hierro. El mecanismo de adsorción de la amina en los silicatos depende del pH, la carga negativa de cuarzo se logra aun pH 2 -7. La adsorción de las aminas se explica con el modelo de hemi – micelas.

Cuando la mayor parte de las impurezas es cuarzo, la flotación inversa es simple, pero cuando se tienen otras impurezas como sulfuros y otros silicatos la flotación es complicada. Las principales impurezas de estas menas de hierro incluyen azufre, sílice y fósforo que mediante la flotación inversa pueden eliminarse. Cuando las impurezas de sulfuros se encuentran en el concentrado como la pirita, pirrotita y raramente calcopirita, estas pueden eliminarse con colectores del tipo xantato (Tohry et al., 2018).

La flotación de las impurezas como el cuarzo, apatita y otros silicatos es relativamente difícil debido a que las propiedades de las superficies a las del óxido de hierro son similares. Las impurezas de silicatos en el concentrado de hierro son piroxenos y anfíboles (silicatos de hierro), la separación de estos minerales se logra con métodos magnéticos. El fósforo presente en los minerales de hierro se encuentra principalmente como apatita que se separa del mineral de hierro por métodos magnéticos y flotación. Por lo general, la apatita se flota fácilmente utilizando colectores aniónicos como ácidos grasos para esta operación el mineral de hierro se deprime en condiciones alcalinas (con dióxido de carbono y carbonato de sodio), en estas condiciones se logra una separación efectiva del fósforo del concentrado de hierro (Ahmadabadi et al., 2018).

El almidón es un depresor utilizado en la flotación catiónica inversa de minerales de hierro; sin embargo, cuando la ganga son silicatos que contiene hierro, la interacción del almidón se puede dar con estos silicatos por su similitud con la superficie del óxido de hierro. Otros depresores utilizados son el silicato de sodio, almidón, dextrina, goma guar, carboximetilcelulosa (CMC) y ácido húmico (Velooso et al., 2018).

**Flotación de óxidos de hierro y depresión de silicatos.** La flotación de óxidos de hierro con colectores alquil sulfatos y sulfonatos interactúan con el mineral a través de fuerzas electrostáticas y causan una flotación efectiva por debajo del PCC de los óxidos de hierro. Los colectores como ácidos grasos, alquil-aminas, ácidos alquil-hidroxiámicos interactúan electrostáticamente con óxido de hierro con una carga opuesta en la superficie y la flotación con estos colectores aniónicos ocurre por encima del PCC de los óxidos de hierro (pH 6.7). El mecanismo de interacción depende de la química de su solución y de la forma de las diferentes especies presentes en la solución.

La adsorción electrostática de estas especies  $RNH_3^+$  y la hematita tiene lugar solo en la región de pH por encima del PCC de la hematita, pero por debajo del pH de caída de la amina. Cuando la amina está en forma molecular, la hematita se cubre con amina precipitada (pH 10.5 – 11.5).



La flotación de los óxidos de hierro se realiza utilizando alquil aminas primarias. La flotación máxima de la hematita con metil – dioctil amina (DDA) ocurre entre un pH 9 y 11. La adsorción de iones  $RNH_3^+$  se da en los sitios negativos de la superficie. La flotación de la amina a un pH 1.5 se puede lograr con dodecil amina, siempre que ciertos iones estén presentes como activadores. Como cloruro, fluoruro, sulfato junto con iones férricos, de esta manera los sitios negativos en la hematita para la adsorción de  $RNH_3^+$  están formado por los iones férricos y de cloruro que forman complejos en la superficie.

La región de pH de la flotación de la hematita empleando dodecil amina depende de su concentración otorgando una amplia región de pH de 2 -12, donde la flotación máxima de hematita se logra en un pH de 5 a 7. Usando un colector de acetato de amina, la recuperación de la flotación de hematita máxima se da a un pH 8 y disminuye después de este valor.

#### 4.3.7.3 FLOTACIÓN DE MINERALES INDUSTRIALES

En los últimos años, se realizó una mayor investigación de las propiedades de flotación de minerales industriales. El interés en el desarrollo de procesos para el beneficio de varios minerales proviene del crecimiento de la demanda, creando la necesidad de recuperar minerales económicos de minerales ganga que son reconocidas como impurezas para su procesamiento posterior en la industria.

Se utiliza ampliamente la flotación para minerales no metálicos; la flotación se puede adaptar a una amplia gama de minerales, porque es posible alterar las características superficiales de los minerales permitiendo la concentración menas de fosfato, berilio, litio, hierro, fluorita, roca fosfórica, wollastonita, zircón, feldespatos, barita, celestita, potasa, grafito, carbón y arena sílica (Bulatovic, 2015).

La fluorita, scheelita, barita y los fosfatos son los principales minerales no metálicos que se concentran con éxito a escala industrial por flotación. Estos minerales son especies insolubles porque su concentración se realiza para su conversión como productos químicos. Por ejemplo, la barita se usa como un aditivo para lodos de perforación en la industria del petróleo, los fosfatos son utilizados para la industria de fertilizantes y la producción de ácido fosfórico, la fluorita dependiendo de su grado se emplea como fundente en la industria de acero o para la producción de ácido fluorhídrico.

##### 4.3.7.3.1 FLOTACIÓN DE MENAS DE FOSFATO

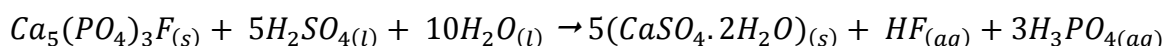
La fuente de fósforo más grande y menos costoso se obtiene concentrado roca fosfórica (en términos de %  $P_2O_5$ ) de los depósitos sedimentarios de fosfato en el mundo. La fosforita o roca fosfórica son utilizadas para la producción de ácido fosfórico o fertilizantes directos. El ácido fosfórico se produce mediante un proceso húmedo, para este proceso se requiere que la roca fosfórica cumpla con algunos requerimientos para producir ácido fosfórico de manera eficiente y económica (Kawatra y Carlson, 2014).

La roca fosfórica tiene un origen sedimentario, en general las plantas se dividen en tres procesos de beneficio lavado, trituración y flotación. La función del lavado es eliminar la mayor parte de limos y arcillas, posteriormente la roca es triturada para pasar a un proceso de concentración que puede incluir la aglomeración de finos y flotación, mientras que los gruesos son concentrados por métodos gravimétricos.

En general la roca fosfórica contiene arcillas, carbonatos y cuarzo como ganga, el cuarzo es eliminado mediante procesos de flotación. La dolomita es una impureza importante que dificulta el proceso húmedo mediante dos formas: (1) aumenta el consumo de ácido sulfúrico y (2) aumenta la viscosidad del producto. La eliminación de la dolomita en estos fosfatos sedimentarios resulta difícil por las similitudes en sus propiedades fisicoquímicas entre la dolomita y la fosforita.

Los depósitos carbonáceos de fosforita son los más comunes en el mundo y constituyen más de dos tercios de las reservas mundiales en países como Estados Unidos, Marruecos, China, Rusia, Sudáfrica y Australia (Kogel et al., 2006).

Durante el proceso húmedo, la roca fosfórica se lleva a una solución ácida para producir ácido fosfórico, la reacción de este proceso es:



Los minerales de fosfato contienen diversas impurezas perjudiciales para el proceso, las cuales son sílice, dolomita, calcita y arcillas. Estas impurezas deben eliminarse para lograr un concentrado adecuado para la producción de ácido fosfórico. Para que el concentrado de roca fosfórica sea viable para el proceso húmedo se debe de cumplir con un contenido mayor al 30 % de  $P_2O_5$ , una relación  $CaO:P_2O_5$  menor a 4.6 y un contenido de  $MgO$  no mayor al 1 %. La eliminación de dolomita, calcita, arcillas y sílice se realiza antes del proceso húmedo, después de producir el ácido fosfórico se eliminan elementos como el cadmio, uranio y torio. Estos elementos son eliminados mediante precipitación, extracción líquido – líquido y con resinas de intercambio iónico.

### **Flotación de fosfatos.**

Miller et al. (2000) mencionan que la flotación es el método más utilizado para el tratamiento de roca fosfórica. El diseño del circuito de flotación depende del tipo de mineral, las impurezas a eliminar. Las rutas para la flotación de fosfatos se pueden clasificar de la siguiente manera:

- Flotación directa de los fosfatos usando colectores tipo carboxilatos, con la ayuda de suplementos de hidrocarburos (queroseno o aceite combustible) y reactivos para la depresión de la ganga. Este proceso solo resulta exitoso en depósitos con únicamente contenido de cuarzo.
- Flotación inversa de carbonatos, la dolomita y otros carbonatos se hacen flotar usando colectores carboxilato en condiciones ácidas junto con un ácido fuerte u orgánico para deprimir los fosfatos. Cuando la roca fosfórica contiene una cantidad significativa de sílice, no es recomendable para obtener un concentrado final.
- Proceso de doble flotación; es un proceso de flotación directa – inversa. La primera etapa está diseñada para flotar tanto mineral como sea posible utilizando colectores del tipo carboxilato. Esta etapa se rechaza parte del cuarzo y un porcentaje de carbonatos. La segunda etapa se flota el cuarzo y/o carbonatos del fosfato que se requiere para cumplir con los requisitos de un concentrado final. La flotación aniónica de los fosfatos se logra un pH 8 - 9.5, seguida de una flotación catiónica del cuarzo del concentrado aun pH 6 - 7.5.

### **Flotación inversa de carbonatos y depresión de fosfatos.**

Cuando se habla de fosfatos sedimentarios se contemplan la francolita, colofano y dallita en la roca fosfórica. Durante la flotación se tiene una dilución de la dolomita, calcita y de los fosfatos, seguido de la hidrólisis dependiendo del pH y las demás especies que se pueden disolver.

Cuando se emplean ácidos grasos en la flotación aniónica de las menas de fosfato donde  $Ca^{2+}$  presente en la solución activa el cuarzo a través de la formación de precipitados que contienen calcio aun pH alto. Este efecto se previene agregando silicato de sodio, que interactúa con  $Ca^{2+}$  y forma silicato de calcio.

Los fosfatos se deprimen en medios ácidos (pH 5.5 a 6.0) permitiendo la flotación de carbonatos. La depresión de los fosfatos se debe a la adsorción o formación de hidrógeno fosfato de calcio acuoso en su superficie, evitando que los iones tensioactivos se acerquen a las partículas de fosfato.

Considerando estos aspectos, durante los últimos años las investigaciones se han dirigido a mejorar la selectividad en la separación de carbonatos y fosfatos con la aplicación de depresores o modificadores de pH para controlar la hidrofobicidad de fosfatos o carbonatos, además de desarrollar colector que tengan una mayor selectividad de las menas de fosfatos sedimentarios. Solo algunas metodologías han sido aceptadas como efectivas, estas son:

- Flotación inversa de carbonatos utilizando ácidos grasos.
- Oleato de sodio como un colector de los fosfatos.
- Flotación de fosfatos aun pH entre 8.0 y 9.0.
- Fosfatos se deprimen usando ácido sulfúrico con un pH 5.0 – 5.5.
- El aceite de pino es reconocido como un espumante efectivo.
- Ácido hidrofúorossilícico deprime a los fosfatos y permite flotar a los carbonatos con ácidos grasos.
- Depresión de los fosfatos con ácido etilideno hidroxil difosfónico y flotación de los carbonatos con ácidos grasos a un pH de 6.0 – 6.5.
- Depresión de los carbonatos con ácido fluorhídrico en un pH de 5.0 – 6.0, mientras que el fosfato se flota con aminas.
- Depresión de los fosfatos con ácido fosfórico aun pH de 5.0 -5.5 mientras que los carbonatos se flotan con ácidos grasos.

**Procesamiento de fosfatos con contenido de cuarzo.** Es un proceso patentado para el beneficio de los minerales de fosfato con un alto contenido de cuarzo “Proceso Crago” de doble flotación. Este proceso estándar consta de dos etapas:

- Una etapa primaria; donde los fosfatos se hacen flotar utilizando como colectores ácidos grasos.
- Una etapa de limpia; donde se hace flotar las partículas finas de cuarzo a partir del concentrado de fosfatos utilizando un colector de tipo amina.

**Flotación primaria.** Este primer paso la alimentación triturada y libre de limos se acondiciona a un pH 9 - 9.5 con una mezcla de ácido graso / aceite combustible (0.5 – 1 kg/t) por aproximadamente 2.5 a 3 minutos. La dosificación del colector varía de acuerdo al tamaño de partícula que se procesa. El carbonato de sodio se utiliza para modificar el pH, el acondicionamiento se realiza con un porcentaje de sólidos (70 % -75 %). En la pulpa con un pH de 9 -9.5, el colector ácido graso se somete a una saponificación donde el ácido graso ( $RCOOH$ ) se hace reaccionar con una base ( $OH^-$ ) para producir un carboxilato ( $RCOO^-$ ) y agua. Los iones de carboxilato reaccionan con el calcio en la superficie de los fosfatos y hace que la superficie sea hidrofóbica mediante quimiadsorción.

Durante el acondicionamiento es importante que no se genere una cantidad excesiva de limos, ya que disminuyen la selectividad y la recuperación durante la flotación de los fosfatos. Cerca del final del acondicionamiento se agrega un dispersante de silicato de sodio para la eliminación de impurezas de arcillas y precipitación del calcio en la superficie del cuarzo.

Cuando se completa el acondicionamiento, la pulpa es enviada a celdas de flotación donde se flotan las partículas de fosfatos hidrofóbicos donde el cuarzo es retirado en las colas. El concentrado de las celdas primarias es enviado a una etapa de limpia donde las partículas finas de cuarzo se retiran del concentrado flotando con la adición de aminas. La flotación del cuarzo en la etapa primaria se considera como una heterocoagulación por los precipitados de carboxilatos de calcio en la superficie del cuarzo.

**Etapa de limpia.** Antes de la flotación de las partículas finas de cuarzo, el concentrado de fosfato de las celdas primarias se lava con ácido para eliminar los colectores adsorbidos en los fosfatos. El proceso de lavado con ácido sulfúrico se usa para ajustar el pH a 3 – 4.5 con un acondicionamiento de 2 – 3 minutos. Posteriormente al acondicionamiento, la pulpa se diluye y se elimina el colector con un elutriador, en esta etapa de lavado para eliminar el colector residual.

La flotación con aminas elimina el cuarzo fino del concentrado de fosfatos. Se agrega la amina condensada a una solución acuosa al 5 % - 10 %. La flotación se lleva a cabo a un pH de 6.5 - 8 que se modifica con carbonato de sodio si es necesario. Los colectores aminas se adhieren a la superficie del cuarzo, regularmente el colector se agrega directamente en las celdas de flotación. Se puede agregar aceite diésel o queroseno para aumentar la eficiencia del colector y la estabilidad de la espuma.

Kawatra y Carlson (2014) mencionan que, aunque el proceso de Crago se ha considerado el estándar en la industria, la necesidad de procesar minerales de menor ley ha llevado a un aumento en la investigación para encontrar alternativas más eficientes.

## Procesamiento de fosfatos con carbonatos.

Anteriormente se mencionó la problemática que representa la dolomita en el beneficio de los fosfatos. La separación por flotación es difícil por las propiedades de flotación de la dolomita y fosfatos. Un método para eliminar estas impurezas es la disolución de estas partículas de dolomita utilizando ácido inorgánico fuerte y orgánico débil para el beneficio de las partículas finas de fosforita.

Este proceso consta de una lixiviación ácida que implica la disolución de los carbonatos, con esta solución solo se ataca a los minerales como la dolomita y los minerales de fosfato permanecen inalterados. Posterior al proceso el mineral se filtra y lava para separar los minerales de fosfato sólidos de los carbonatos disueltos. Cuando se habla de ácido inorgánicos fuertes el más utilizado es el ácido sulfúrico, en la reacción siguiente se muestra cómo reacciona el ácido sulfúrico con la dolomita para producir yeso, sulfato de magnesio y dióxido de carbono. El sulfato de magnesio es altamente soluble y se puede filtrar de los minerales de fosfatos después del proceso.



Una de las problemáticas de lixiviar los carbonatos con un ácido fuerte es la posibilidad que se tiene de atacar los minerales de fosfatos, con pérdidas hasta de un 6 % al usar ácido sulfúrico. Otro inconveniente asociado con la utilización de ácido sulfúrico son los problemas de corrosión en los equipos y riesgos ambientales. Por estas razones, la disolución ácida de carbonatos se ha realizado a nivel industrial con ácidos orgánicos.

Las lixivitaciones con ácidos orgánicos emplean ácido fórmico, ácido acético, ácido láctico y ácido succínico, estos ácidos en condiciones óptimas lixivian selectivamente los carbonatos sin pérdida de fosfatos. En el proceso de lixiviación con ácido orgánico débil reacciona con el carbonato de calcio para producir dióxido de carbono, agua y una sal orgánica. El producto soluble de la sal orgánica permite un simple proceso de lavado y filtrado para separar el concentrado. Algunas características de la lixiviación con ácidos orgánicos son:

- La lixiviación óptima con ácido acético se obtiene a una concentración del 6 % -7% con una relación líquido/ sólido de 5:1 en un tiempo de reacción aproximado de 30 - 35 minutos.
- Con el ácido fórmico con una concentración de 5 % - 6 % y una relación líquido sólido de 5:1 se tiene una lixiviación óptima en un tiempo de 25 minutos.
- La condición óptima para una lixiviación con el ácido láctico se obtiene con una concentración de 8 % con una relación líquido a sólido de 7:1.
- Empleando el ácido succínico se determinaron una condición óptima de lixiviación una concentración de 8 % y una relación líquido a sólido de 7:1.

## Descomposición de los carbonatos por calcinación.

La calcinación es un método utilizado para eliminar los carbonatos de la roca fosfórica al calentar a temperaturas altas para descomponer los carbonatos. En general el carbonato de calcio se descompone a temperaturas alrededor de 800 – 1,000° C para liberar dióxido de carbono, mientras que el óxido de calcio sólido permanece. El mineral de fosfato calcinado se enfría con agua y es enviado a una etapa de clasificación para eliminar los limos de cal, este método permite eliminar todos los carbonatos presentes en los depósitos sedimentarios de fosfatos.

Khoshjavan y Rezai (2011) mencionan que la calcinación es un proceso de calentar el mineral a una temperatura que varía de 800° a 1,000° C para descomponer el  $CaCO_3$  y  $MgCO_3$  en  $CaO$ ,  $MgO$  y  $CO_2$ . El  $CaO$  y  $MgO$  formados se eliminan con hidróxidos enfriando el producto calcinado mediante un lavado. Los objetivos de la calcinación son:

1. Secado que consta en la eliminación de agua (120 – 150 °C).
2. Eliminación del material orgánico (650 – 750 °C).
3. Disociación de carbonatos (850 – 1,000 °C).
4. Eliminación de flúor (hasta 1,350 °C).

Para esta pre-concentración, empleando una calcinación. La eficiencia de este proceso depende de tres factores el tiempo (60 - 120 min), temperatura (850 – 1,000 °C) y tamaño de partícula (400 - 3,600  $\mu m$ ).

El secado se realiza para eliminar la humedad de la roca fosfórica y material orgánico, este proceso es simple llevando el mineral a temperaturas que van de 105 – 150 °C. La eliminación de material orgánico a una temperatura de 210 – 475 °C demanda una gran cantidad de energía.

La descomposición de la calcita depende de la atmósfera en la que tiene lugar la descomposición, tamaño de partícula, cantidad de la muestra y velocidad de calentamiento. Cuando se calienta el carbonato de calcio, se descompone en óxido de calcio y dióxido de carbono. Una muestra de 500 mg con un tamaño – 200 mallas a 120 °C /h se logra su descomposición de 600 a 800 °C.

Las descomposiciones de la dolomita se descomponen en dos pasos, la parte carbonato de magnesio de la dolomita se descompone primero y posterior se descompone el carbonato de calcio restante. La dolomita se descompone aproximadamente a 600 °C y continúa hasta los 900 °C. Después de la calcinación y eliminación de  $CaO$  y  $MgO$  el proceso de flotación se realiza en dos etapas para concentrar fosfatos finos.

#### 4.3.7.3.2 FLOTACIÓN DE MENAS DE LITIO

Kogel et al. (2006) indican que el litio se encuentra en al menos 145 minerales, solo la espodumena, lepidolita, petalita, ambigonita y eucrypta son los principales minerales comerciales. Actualmente las principales fuentes de litio que se explotan son la espodumena y petalita, siendo la espodumena la principal fuente de litio. Algunas características de estos minerales son:

**Espodumena.** Es un silicato de aluminio y litio insoluble y se encuentra recubierto de óxido de hierro; en algunos casos se encuentra hasta 1% de hierro en su superficie. La eliminación de este recubrimiento superficial es fundamental para su flotación, los concentrados de espodumena contiene de 1.9 % a 3.3 % de litio.

La espodumena se beneficia a través de una combinación de separación en un medio denso, flotación y separación magnética. Una de las características de la calidad del concentrado de espodumena es el contenido de óxido de hierro que determina si el concentrado es de grado cerámico o grado químico. La ganga presente son silicatos con un contenido de hierro como anfíboles, feldespato y cuarzo.

**Lepidolita.** Es una mica de litio, este mineral se descompone con ácidos fuertes. La capa intermedia de potasio es capaz de intercambiar iones, esto conduce a una activación aniónica de la mica que puede flotar bajo condiciones ácidas y a la activación de otros minerales.

**Petalita.** Es un silicato de aluminio y litio que es insoluble.

Bulatovic (2007) menciona que las características fisicoquímicas de los minerales de litio son similares a los de la ganga presente como el cuarzo, feldespatos y algunas micas; por lo tanto, el beneficio de las menas de litio representa un reto. La flotación representa uno de los principales métodos de beneficio para concentrar menas de litio y obtener un concentrado comerciable. El proceso de estos minerales se desarrolla de acuerdo a las siguientes etapas:

1. Pre – concentración en un medio denso (DMS), este proceso es utilizado para rechazar un porcentaje de la ganga antes de la molienda. En esta etapa se eliminan los silicatos más ligeros, en general minerales como la espodumena tiene una gravedad específica entre 3.1 y 3.2, mientras que cuarzo y feldespato tiene una gravedad específica de 2.8 y 3.0. Minerales como los anfíboles tiene una densidad de 2.9 -3.5 dificultando su separación en un medio denso.
2. Acondicionamiento se busca limpiar la superficie de la espodumena para tener una flotación selectiva eficiente se utiliza  $Na_2SiF_6$ ,  $Na_3PO_4$ ,  $Na_2S$  o  $NaOH$ .
3. Después de la limpieza de la superficie del mineral es común realizar la eliminación de limos antes de la flotación. Este proceso aumenta la selectividad en la flotación eliminando la ganga fina empleando hidrociclones cuyo tamaño de corte lo dicta la distribución deseada del concentrado para la flotación y el tamaño de liberación de la mena de litio.

4. Por último, la flotación que se utiliza para alcanzar una alta ley en el concentrado final. La sección del circuito de flotación depende de la mineralogía; se plantea cuatro opciones: (1) Flotación directa de la espodumena, (2) Flotación inversa de los silicatos de la espodumena, (3) Flotación de la espodumena seguida de flotación de una etapa de limpia donde se hace flotar la ganga residual en la colas para su recirculación y (4) Flotación inversa de las micas, seguida de la flotación de la espodumena y luego la flotación de los feldespatos en la colas para su recirculación.

La separación magnética se usa para rechazar los minerales que contiene hierro (anfíboles) del concentrado cuando el grado de la espodumena será utilizado para cerámica. La separación se puede realizar en diferentes intensidades para la ganga de hierro alrededor de 10,000 G para estas operaciones se emplea equipos HGMS y WHIMS (Choi et al., 2015).

La espodumena puede existir en formas  $\alpha$ ,  $\beta$  y  $\gamma$ ; para extraer el litio de la espodumena, la estructura cristalina del mineral debe convertirse de su forma " $\alpha$ " monoclínica en una forma " $\beta$ " tetragonal. Esto se logra mediante un proceso de calcinación a una temperatura de 1,000 °C. Una vez que la espodumena está en forma " $\beta$ " , el litio de la estructura se puede reemplazar con iones de sodio o hidrógeno en condiciones de alta temperatura o alta presión para eventualmente tener un producto final de carbonato de litio o hidróxido de litio. Algunas operaciones emplean un tratamiento térmico para un enriquecimiento del concentrado, donde el mineral se eleva a una temperatura de 95 – 1,000 °C donde la espodumena se transforma en polvos para separarse de otros minerales por cribado o una clasificación neumática (Bulatovic, 2007).

#### **Propiedades de flotación de las menas de litio.**

En la espodumena sin una limpieza de su superficie sus propiedades de flotación se ven afectadas por la presencia de cationes de hierro. Para esta limpieza generalmente se acondiciona la pulpa entre un 50 % – 60 % de sólidos con 0.5 a 1 kg/t de  $NaOH$  durante 20 - 30 minutos, y posteriormente de deslama. Una segunda opción es el uso de  $Na_2S$  en la etapa de pretratamiento, el ácido oleico es el mejor colector para la flotación de la espodumena.

La espodumena contiene cantidades significativas de micas, en la práctica primero se hacen flotar las micas para evitar una dilución del concentrado. Para flotar a estos filosilicatos se usan colectores de aminas como Armac C, Armac T de AkzoNovel o Aero 3030C de Cytec para flotar las micas a un pH de 2 a 3. Reducir el pH de la pulpa a aproximadamente 2.5 - 3.0, antes de la flotación de las micas, mejora la pureza del concentrado y reducir las pérdidas de espodumena (Aghamirian et al., 2012).

La espodumena puede flotar a un pH neutro o ligeramente alcalino con ácido oleico como colector principal a un pH de 7.5 a 8.0. La adsorción implica la reacción química entre el grupo funcional carboxilato en el colector de oleato y en los sitios catiónicos de la superficie de aluminio en la espodumena. Los depresores de la espodumena, son el silicato de sodio, el almidón o dextrina utilizados en la flotación de la mica. Algunos colectores comerciales utilizados para la flotación de la espodumena son el FA-2 y AERO 855 fabricados por Arizona Chemical, los promotores AERO 855 y AERO 801 y el colector AERO 6494 fabricados por Cytec (Solvay). La flotación inversa de la espodumena también es una opción, para este proceso la pulpa se acondiciona con sosa caustica para ajusta el pH de la pulpa a 11 – 12 y con dextrina o almidón y acetato de amina se flota las micas, feldespatos y cuarzo (Aghamirian et al., 2012).



Para la eliminación de micas, feldespato y cuarzo, Cytec desarrollo dos métodos para su eliminación. En ambos métodos se limpia con 2 kg/t de  $NaOH$  durante 20 minutos, posteriormente se deslama y es enviada a la planta de flotación. La eliminación de las micas se realiza utilizando aminas como colector a un pH de 2.5 a 3.0, posteriormente las colas se deshidratan y se acondicionan con ácido oleico al 50 % de sólidos. Después de este acondicionamiento, la pulpa se diluye al 20 % de sólidos y se realiza una flotación primaria de la espodumena seguido de dos etapas de limpia.

El segundo método, involucra la flotación directa de la espodumena después del deslamado con un 60 % de sólido con 50 g/t de ácido oleico. El concentrado se envía a una etapa doble de limpia a un circuito ácido.

Otro método para la flotación de espodumena es moler el mineral en presencia de carbonato de sodio con  $NaF$  y como depresor Cytec 610, seguido de un lavado con adiciones de  $NaF$  y depresor 610 (sulfonato modificado) durante es deslamado. Posteriormente la pulpa se acondiciona con AERO 765 (mezcla de ácido oleico y linoleico) como promotor y se hace flotar a un pH de 6.5 – 8.0 para la flotación primaria, donde el concentrado es enviado a dos etapas de limpia.

### **Propiedades de flotación de la lepidolita.**

La lepidolita tiene un área de flotación grande al ser una mica, por lo tanto, se emplean colector catiónico como el dodecilamina a un pH de 2.5 -11.0 para una flotación óptima. En su flotación también se requiere de un pretratamiento con  $NaOH$  para eliminar los cationes en la pulpa. El almidón y el sulfuro de sodio son depresores efectivos. Otros colectores empleados son el ácido oleico, el oleato de sodio y sulfonato natural de petróleo (pH 9.0).

Bulatovic (2007) señalan que la densidad de la pulpa es importante para la flotación de esta mica. La flotación se debe realizar a una densidad de pulpa aproximadamente del 25 % de sólidos.

### **Propiedades de la flotación de petalita.**

Las referencias sobre la flotación de la petalita son muy pocas. Bulatovic (2007) indica que empelando dodecilamina con un pH entre 2.0 y 11.0 se tiene una buena flotación. El pH de la pulpa depende de las especies mineralógicas presentes las cuales pueden ser feldespato, lepidolita, micas y albita.

El reciente interés por el litio ha llevado al desarrollo de colectores especializados por parte de los proveedores. La flotación de micas de litio es un desarrollo totalmente reciente y los colectores típicos siguen siendo principalmente aminas. El mercado actual del litio está dominado por la producción de grado SC6.0 con 6.0 % de  $Li_2O$  que es grado utilizado para las plantas de conversión para producir carbonato o hidróxido de litio. El grado SC6.0 contiene alrededor del 75 % de espodumena; el 25 % restante es mineral ganga.

#### 4.3.7.3.3 FLOTACIÓN DE FLUORITA

Haldar (2013) menciona que la fluorita es ampliamente utilizada en la producción de ácido fluorhídrico, fabricación de vidrio, industria del aluminio y como un fundente en la fabricación de acero. El concentrado de fluorita tiene los siguientes grados:

1. Grado metalúrgico:  $> 85\% \text{ CaF}_2$ ,  $< 5\% \text{ SiO}_2$ ,  $< 0.03\% \text{ S}$
2. Grados cerámicos:  $> 95\% \text{ CaF}_2$ ,  $< 5\% \text{ SiO}_2$ ,  $< 1\% \text{ CaCO}_3$  y completamente libre de Pb, Zn, Fe y S.
3. Grado ácido:  $> 97\% \text{ CaF}_2$ ,  $< 1\% \text{ SiO}_2$  y  $\text{CaCO}_3$ , completamente libre de Pb, Zn y Fe.

El método de concentración de la fluorita depende de su aplicación final. Si se desea una fluorita de grado metalúrgico, la flotación es el principal proceso de concentración para la producción de un grado ácido.

La fluorita pura consiste en 51 % de calcio y 49 % de flúor. El proceso de fabricación de fluoruro de hidrógeno requiere fluorita de alto grado (superiores al 97 % de  $\text{CaF}_2$ ) para ser utilizados como materia prima. El fluoruro de hidrógeno más conocido como ácido fluorhídrico es una de las materias primas para una amplia variedad de productos comerciales e industriales, se produce con una reacción de fluorita con ácido sulfúrico.

Por lo tanto, la demanda de productos de alta calidad, hace que crezca la demanda de mejorar la calidad de fluorita. En términos generales la fluorita de baja ley tiene muchas impurezas como cuarzo, calcita y arsénico que deben eliminarse antes de usar la fluorita en la producción de fluoruro de hidrógeno. Incluso si el grado de fluorita se concentra por una flotación convencional, el grado del mineral es limitado porque no disminuye la cantidad de arsénico en la fluorita. Para lograr un concentrado de fluorita de alta pureza se requiere de una molienda menor a 0.1 mm, donde la mayoría de las impurezas como el  $\text{SiO}_2$  y el  $\text{CaCO}_3$  se eliminan como diferentes reactivos y para la eliminación del arsénico se lleva a cabo una molienda fina con perlas de circonio, seguido de una lixiviación de la fluorita mediante la molienda fina con una solución ácida y el lavado con agua mediante el uso de un TowerMill (Han et al. 2010).

El colector más utilizado para flotar a la fluorita son los ácidos grasos. Las propiedades de flotación de la fluorita son similares a las de los minerales ganga asociados como la dolomita, calcita, barita y arcillas; por lo tanto, se requieren reactivos selectivos para la producción de un concentrado de alto grado.

Bulatovic (2007) indica que basándose en las especies mineralógicas presentes la fluorita se puede dividir en los siguientes grupos:

1. Contenido de piedra caliza y calcita, con un porcentaje de sulfuros de plomo y zinc, para el beneficio de estos minerales primero debe flotarse los sulfuros antes de la fluorita.
2. Contenido de barita y sulfuros, primero se flota la pirita, seguido de la depresión de fluorita y flotación de barita. Los depresores de la barita son la dextrina, almidones y cromatos.
3. Fluorita con micas y óxidos residuales, en este proceso primero se flota la mica y después la fluorita.

La aplicación de depresores selectivos, activadores y modificadores para los minerales de ganga es uno de los aspectos importantes para la flotación de la fluorita. Algunos de estos son:

- **Silicatos acidificados.** En el tratamiento de carbonatos tienen un efecto activador sobre la fluorita, mientras que mejora la depresión de la calcita. Es utilizado para obtener un concentrado de alta ley.
- **Sulfato de cobre modificado.** En los minerales que contienen fosfatos, se logra la eliminación efectiva de fosfatos con el uso de sulfato de cobre modificado con clorito de sodio.
- **Sistema quebracho - carbonato sódico.** El quebracho se usa durante la flotación de la fluorita como depresor de la calcita y piedra caliza. Es importante controlar su dosificación, un alto contenido reduce la recuperación de la fluorita. La aplicación de un colector y carbonato de sodio con niveles de quebracho permite una separación selectiva de la fluorita de la ganga.
- **Almidones y dextrinas.** Se emplean en la flotación de fluorita como depresores de la barita, micas, sulfuros, óxidos de hierro y calcita.
- **Fluorosilicato de sodio.** Se usa en el tratamiento de fluorita como un depresor de la barita y cuarzo.
- **Sulfato de lignina.** Se usa en lugar del quebracho para mejorar la depresión de barita.
- **Tripolifosfato.** Se usa como un dispersante y depresor de fosfatos para el tratamiento de los limos.
- **Silicato de sodio modificado.** Es un depresor de dolomita, silicatos, carbonatos y óxidos de hierro, en fluorita fina.
- **Acido oxálico.** Es un depresor de silicatos y también tienen un efecto depresivo sobre la celestita.
- **Fluoruro de sodio y amonio.** Se usa como un depresor de barita y también como un activador de fluorita cuando se emplea como colector aminas.

### **Propiedades de flotación de la fluorita.**

La fluorita es la fuente mineral más importante para la producción de químicos y materiales basados en flúor en diferentes industrias. Existen dos depósitos de mineral, en primer lugar, la fluorita que se asocia con ganga como la calcita y cuarzo, además de contener minerales de hierro, sulfuros y barita. Debido a su densidad similar y tamaño de grano, el proceso de molienda antes de la separación por flotación es necesario para su correcta liberación.

En segundo lugar, la fluorita se asocia con otros minerales económicos como la scheelita y casiterita, debido a la diferencia en sus densidades y tamaño de grano grueso, la separación gravimétrica es utilizada después de la molienda. Después de la separación gravimétrica, también se emplea una separación por flotación para concentrar la fluorita.

Para la separación selectiva de la fluorita, el tipo de colector es fundamental para modificar la hidrofobicidad de la fluorita. Los colectores utilizados comúnmente son los ácidos grasos de cadena larga (oleato de sodio y ácido oleico) y derivados han sido los principales reactivos utilizados en la flotación de la fluorita. El ácido benzhidroxámico es un colector eficiente

para la separación de calcita, al igual que el ácido  $\alpha$  – benzol amino bencilfosfórico que con un control del pH permite una separación óptima entre la fluorita y la calcita (Li et al., 2018).

La aplicación de ácidos grasos en partículas el ácido oleico como colector es una práctica común para la flotación de fluorita. Pero el ácido oleico tiene un bajo rendimiento en la fluorita que contiene carbonatos, debido a su similitud en sus características de flotabilidad. Un reactivo utilizado es el oleilsarcosina para minerales de fluorita que contiene valores mayores al 6% de calcita.

El ácido graso juega un papel importante tanto en la selectividad como en la recuperación de la fluorita. Para la flotación de fluorita asociada a calcita y cuarzo, se requiere una molienda fina para lograr la liberación (entre  $28\mu m$  y  $44\mu m$ ). Los reactivos empleados son carbonatos de sodio para un pH de 9.0 - 10.5, silicato de sodio como depresor y como colectores ácido tánico, almidón caustico y ácido oleico emulsionado. El quebracho como depresor de la calcita y la piedra caliza. El silicato de sodio como depresor de cuarzo y otros silicatos, y el almidón como depresor de la barita y algunos sulfuros.

El tratamiento consta de una flotación primaria deprimiendo el cuarzo y los carbonatos, donde el concentrado es enviado a un acondicionamiento para entrar a una etapa de agotativos para obtener el concentrado final. Las colas de la flotación primaria se envían a una etapa de limpia que puede estar formado por hasta seis bancos donde el concentrado es enviado a una remolienda para alimentarse a los agotativos y formar parte del concentrado final.

Para la separación de barita y fluorita se requiere de una molienda con un producto entre 65 y  $100\mu m$ . Este tratamiento consta de la flotación secuencial de la barita seguida de la flotación de fluorita. Para deprimir a la fluorita durante la flotación de la barita se emplea ácido nítrico y los colectores de la barita son el sulfato de alquilo, succinamato y sulfonatos.

Posteriormente en la flotación de la fluorita se emplean como depresores el silicato de sodio, quebracho y almidones, el colector utilizado para la fluorita son los ácidos grasos que constan de una mezcla de ácido oleico, linoleico y ácido oleico.

La flotación de fluorita con sulfuros residuales es común en algunos depósitos, se requiere de una molienda fina con un producto menor a 200 mallas. El circuito de molienda consta de un circuito secuencias de Pb – Zn, cuando se eliminan las impurezas de plomo y zinc se flota la fluorita. Las colas del circuito de zinc se espesan al 60 % de sólidos para llevar a cabo la flotación de la fluorita. Empleado como reactivo depresor el silicato de sodio, quebracho y almidón, como colectores ácidos grasos.

Cytec (2002) indica que, en las plantas de procesamiento, la fluorita se acondiciona con 500 – 2,500 gramos por tonelada de carbonato de sodio, 50 a 500 gramos por tonelada de quebracho, seguido del promotor AERO 702 en dosis de 500 a 1,000 gramos por toneladas. En general se adiciona aceite pesado de fuelóleo número 5 que se emplea como reactivo para controlar la espuma. Un sustituto parcial del ácido oleico es el promotor AERO 845 que es más selectivo que los ácidos grasos.

#### 4.3.7.3.4 FLOTACIÓN DE BARITA

La barita es el mineral de bario predominante utilizado por la industria, debido a su alta densidad y químicamente inerte sea utilizado para su uso en diversas industrias. Anterior al año 1950 el método de beneficio exclusivo era la separación gravimétrica pero la explotación de yacimientos más complejos abrió la oportunidad a la flotación de este mineral, recuperándolo de las colas de otros procesos donde la barita se asocia con cuarzo, calcita, celestita y otras gangas.

En el capítulo anterior se habló de la asociación que tienen la fluorita y la barita, donde se pueden plantear dos tratamientos: (1) flotación de la fluorita antes de la flotación de la barita y (2) flotación de la barita antes de la flotación de la fluorita siendo este el más común.

Para la flotación fluorita – barita, se emplea como depresor de la barita la dextrina, quebracho y silicato de sodio para deprimir el cuarzo. Como colector de la fluorita se emplean acetato de amina. En el circuito de flotación de la barita se emplea silicato de sodio y ácido cítrico como depresores y como colectores una mezcla de succinimida y MIBC.

Regularmente la barita se asocia con otras menas, por lo tanto, su separación como impurezas es un requisito en algunos circuitos. La barita se asocia a minerales óxido, dolomita, cuarzo, pirita, esfalerita y galena. La separación entre la barita y los minerales sulfurados es fácil empleando las propiedades de flotación de los sulfuros. Por otro lado, la separación entre la barita y minerales como la dolomita y fluorita son difíciles por las similitudes en sus propiedades de flotación.

La flotación se utiliza cuando la barita se encuentra como un mineral secundario en el tratamiento de sulfuros y minerales de metales base. Estos minerales se asocian con fluorita, barita, albita y micas. La clave para una la separación de la barita es una correcta selección de los reactivos, una práctica común es la desulfuración (flotar los sulfuros) para la flotar la barita, este proceso permite la separación de la barita en las colas de sulfuros de Pb – Zn.

#### **Reactivos para la flotación de barita.**

Los ácidos grasos no son selectivos entre la barita y la ganga, cuando el mineral contiene calcita y fluorita la flotación se complica. Algunos colectores empleados en la flotación de la barita aun pH de 8.2 empleando carbonato de sodio y como activador cloruro de bario son:

- Colector SR82
- Succinato de alquilo Cytec R845
- Sulfanato Cytec R801
- Sulfanato Cytec R825
- Alquil sulfocinamato de sodio
- Sulfosuccinamanto
- Ácido oleico.

Al igual que en los otros minerales industriales, el carbonato de sodio se usa para mantener un pH de 8 - 10 que depende del tipo de colector a utilizar. Este modificador de pH se emplea cuando hay poco o ningún carbonato en la pulpa.

En la flotación de barita el silicato de sodio actúa como dispersante y depresor de silicatos en una dosificación que va de 500 a 2,000 g/t. El clorito de aluminio se emplea para deprimir la calcita en una dosis de 300 g/t.

El quebracho es un depresor para la calcita durante la flotación de la barita en dosis menores a 400 g/t. El ácido cítrico es un depresor de fluorita y se usa durante la flotación de la barita y la fluorita en una dosis de 800 g/t.

El ácido tánico también es un depresor de la calcita y se emplea en conjunto con quebracho en la flotación de la barita. El ácido oxálico se emplea para deprimir los silicatos, con una mezcla de ácido cítrico y oxálico se deprime los feldespatos. Por otro lado, el fluoruro de sodio es un depresor de la barita, otro depresor de la barita es el cloruro férrico en presencia de un aceite alto como colector de la fluorita.

#### 4.3.7.3.5 FLOTACIÓN DE FELDESPATOS

Los feldespatos son minerales que contienen silicio, aluminio y oxígeno unidos entre sí para formar una red donde se incorporan sodio, potasio, calcio y ocasionalmente bario. Los feldespatos se emplean en la producción de vidrio, cerámica y polímeros, aumentando su demanda.

Bulatovic (2007) menciona que los feldespatos se pueden dividir en dos grupos: (1) ortoclasa o microclina y (2) plagioclasas, una mezcla isomorfa de albita y anortita. La albita y la microclina son los feldespatos más comerciables.

Diferentes técnicas se emplean para el beneficio de feldespatos como la clasificación, separación magnética, separación electrostática y flotación para eliminar las impurezas y minerales de hierro que contiene el feldespato. Generalmente se emplean colectores aniónicos, como el oleato de sodio para eliminar las impurezas de titanio y óxidos de hierro. Los ácidos grasos y sulfonatos, hidroxamatos y succinatos se emplean para eliminar las impurezas del feldespato.

Los feldespatos se encuentran asociados con micas, espodumena, cuarzo y ferrosilicatos. El beneficio de estos minerales emplea la flotación como principal método de concentración. La flotación de los feldespatos se relaciona con el mecanismo de activación con fluoruro a un pH ácido empleando ácido fluorhídrico o fluoruro de sodio.

Filippov et al. (2012) señalan que la activación con fluoruro:” El HF reacciona con los sitios de aluminio en la superficie de los feldespatos formando complejos de aluminio – fluoruro o con sílice para formar iones de hexafluorosilicato que se adsorben en la superficie del aluminio, desarrollando una superficie cargada negativamente. Es así como las moléculas de amina se adsorben en los sitios por la interacción electrostática en la superficie del mineral” p. 2.

Los iones sulfuros generan la depresión de cuarzo al intercambiar grupos hidroxilo en la superficie del cuarzo con iones fluoruro. Dando como resultado la reducción de sitios en el cuarzo con una carga negativa y una disminución en la adsorción del colector. Cuando el mineral se encuentra asociado a micas, espodumena y otros minerales de hierro, el proceso de flotación selectiva se basa en la flotación de las micas seguido de la flotación de la espodumena. A partir de las colas de la espodumena, se realiza la separación del cuarzo y los feldespatos utilizando fluoruro de hidrógeno como activador del feldespato y como colector se emplean aminas.

Para la flotación de las micas existen dos métodos para lograr su separación, el primer método es hacer flotar las micas en condiciones ácidas con colectores del tipo alquilamina. Se logra con aminas a un pH 2-2.5 y empleando colectores alquilamina de cadena larga y queroseno como espumante MIBC. La separación del feldespato y el cuarzo se lleva a cabo solo a un pH cercano a 2.5 usando HF, que deprime el cuarzo y activa el feldespato. Otro reactivo utilizado es la trimetilamina a un pH 4.6 con la adición de ácido sulfúrico.

El segundo método implica la separación de las micas empleando como colector una mezcla de ácido oleico a un pH de 9.0 – 10.0 usando carbonato de sodio y sulfato de lignina para deprimir el cuarzo. Cuando se flotan las micas se elimina un porcentaje del cuarzo. Considerando que el feldespato es más flotable que el cuarzo en una solución ácida con la adición de HF, se elimina el cuarzo en su totalidad. En algunas ocasiones se recurre a una separación magnética para eliminar los minerales de hierro residuales.

La cantidad de HF depende del tipo de feldespato, cuando el feldespato se encuentra alterado se requiere de una mayor cantidad de HF. Existen procesos que no involucran HF por restricciones ambientales, la toxicidad del HF y sus impactos ecológicos por la posible contaminación de iones fluoruro en las fuentes de agua superficial y subterránea son factores que limitan su uso del HF en la industria. Un proceso patentado es la flotación que implica el uso de una mezcla de colectores catiónicos y aniónicos en un sistema ácido para la separación feldespato - cuarzo sin la necesidad de iones sulfuros. El acetato de alquiltrimetilendiamina junto con sulfonato de sodio, se usan como colector y el pH se controla utilizando ácido clorhídrico o ácido sulfúrico (Burat et al., 2007).

La separación electrostática se emplea para recuperar feldespatos cuando se trata de un mineral máfico, esta técnica separa fácilmente una mezcla de cuarzo y feldespato. Los minerales máficos con frecuencias contienen contaminantes de Fe, Cr, Ti, Mg y Mn. Sin embargo, la separación del feldespato del cuarzo resulta sencilla por las propiedades de baja conductividad de ambos minerales. Esta separación es posible en un rango de tamaños de 1 mm a 40  $\mu\text{m}$ . Posterior a este tratamiento se puede llevar a cabo una flotación con HF o tratamientos térmicos para mejorar el comportamiento del cuarzo y feldespato para lograr un concentrado de mayor grado.

#### 4.3.7.3.6 FLOTACIÓN DE CARBÓN

El carbón se considera una de las fuentes de las fuentes de energía más importantes del mundo. El carbón extraído se considera una materia prima que requiere un tratamiento para eliminar impurezas. El carbón es una sustancia mineral combustible resultante de la degradación y alteración de material vegetal en ausencia de aire. Las diversas clasificaciones del carbón han sido dadas por diferentes geólogos. Las mayorías de las clasificaciones se basan en algunas propiedades del carbón que varía por su madurez o rango de carbono.

Las propiedades utilizadas en el análisis de la composición de carbón en términos de porcentaje en peso de los elementos presentes, porcentaje de humedad, material volátil, cenizas, carbono fijo, azufre en el carbón y su valor calorífico en cal/gm. Las principales clasificaciones son la ASTM, NCB y ECE que también incluyen propiedades de coquización del carbón.

Las variedades propuestas son conocidas universalmente depende del grado de metamorfismo en la serie lignito – antracita. Las propiedades del carbón son útiles para la selección del tratamiento, es importante comprender el comportamiento de flotación del carbón. Para una flotación eficiente es importante conocer el rango de carbón, composición química, propiedades físicas, génesis de la geología, contenido de pirita, distribución y características de las cenizas.

Bulatovic (2007) menciona que hay varios métodos mediante los cuales se beneficia el carbón y esto depende del tipo de carbón, impurezas y el tamaño de las partículas. Los métodos de beneficio incluyen: el lavado de carbón, concentración gravimétrica en espirales, separación en un medio denso, aglomeración y flotación.

La concentración por flotación es el método más utilizado para partículas de carbón ultra finas ( $< 0.15$  mm), aprovechando las diferencias entre la materia carbonosa hidrofóbica y el material hidrofílico. La mayoría de las materias primas de carbón se pueden flotar utilizando solo un agente espumante, aunque a menudo se agrega colectores de hidrocarburos como combustible diésel o fuel oil, para mejorar la cinética de flotación (Luttrell et al., 2019).

El propósito de los reactivos de flotación del carbón es crear burbujas estables, alterar la hidrofobicidad natural o inducida del carbón, pirita y cenizas. Además de alterar las condiciones de la operación de flotación mediante la dispersión, floculación y control de la acidez. En la práctica convencional, el espumante y el colector se agitan en una solución antes de introducir la pulpa.

Bulatovic (2007) menciona que los espumantes más usados son los alcoholes de cadena corta, aceite de pino y éteres de poli propilenglicol. Los alcoholes ramificados de cadena corta (MIBC) se consideran un espumante principal en la flotación de carbón, pero en exceso promueve la flotación de pirita. Los pH neutros (6.5 -8) son aceptables para la mayoría de los tipos de carbón.

El colector tiene el propósito de hacer que la superficie del carbón sea más hidrofóbica, en general se agrega una cantidad pequeñas de fuel oil con el espumante, esto aumenta la velocidad de flotación de carbón (Aplan y Arnold, 1991).

El tipo de circuito de flotación de carbón es función del tipo de impurezas en el carbón, algunos circuitos establecidos son:

1. Tratamiento de carbón bajo en pirita.
2. Tratamiento de minerales con un alto contenido de pirita.
3. Tratamiento de carbón con un alto contenido de pirita y arcillas.

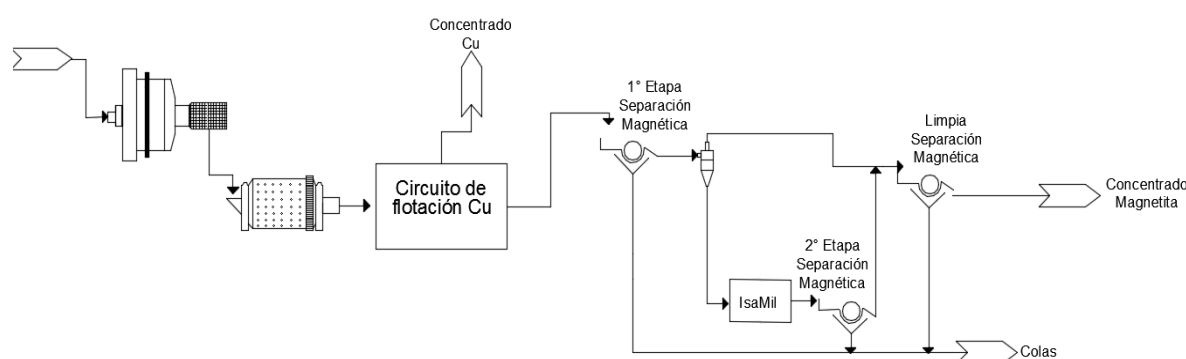


#### 4.3.7.3.7 CASO DE ESTUDIO: PROYECTO GLENCORE'S ENRNEST HENRY, AUSTRALIA (2014).

Silieza et al. (2014) mencionan que el yacimiento es un depósito rico en óxidos de hierro, cobre y oro con una ley promedio de 0.97 % de cobre y 0.5 g/t de oro. En el año 2010 se inició con la construcción de un circuito de magnetita que tendría la capacidad de producir alrededor de 1.2 Mt de concentrado de magnetita por año.

##### **Circuito de magnetita.**

La planta de magnetita que se construyó se puede observar en la Figura 4.3-115. El proceso consiste en una planta de extracción para separar y mejorar el concentrado que incluye una etapa de trituración, una planta de concentración magnética, una etapa de remolienda y una instalación de deshidratación para reducir el contenido de agua antes del transporte del concentrado.



**Figura 4.3-115** Concentración Magnética Glencore's Ernest Henry. Adaptado de Silieza et al. (2014).

El proyecto de EHM es una de las primeras operaciones en instalar un IsaMill para el procesamiento de magnetita con el objetivo de obtener un producto menor a  $75 \mu m$ . El circuito de magnetita elimina la fracción gruesa de la alimentación del separador magnético primario, la descarga del hidrociclón es enviada a la etapa de re-molienda y el derrame se envía al concentrador magnético de limpia.

El producto de la re-molienda alimenta a un concentrador magnético agotativo, donde el concentrado se envía al separador magnética de limpia que produce el concentrado final que es enviado a una etapa de filtración para su embarque.

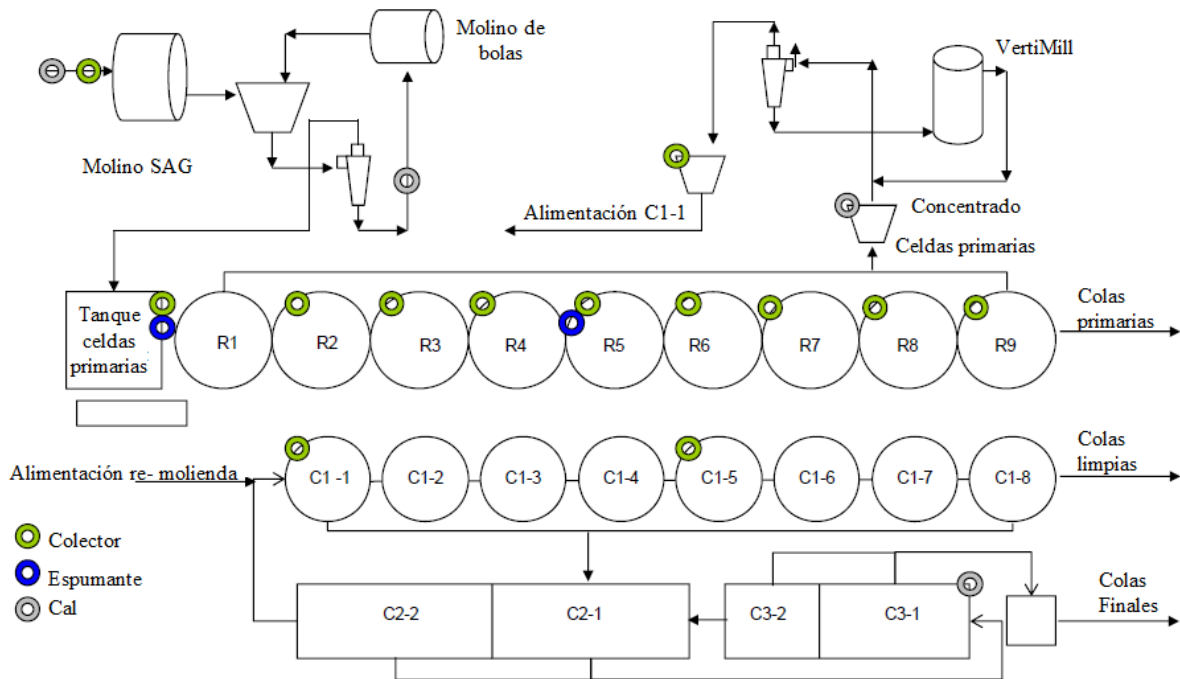
##### **Concentradora de cobre.**

La mineralización ocurre predominantemente dentro de sedimentos alterados por magnetita y rocas volcánicas. La mineralogía de los depósitos es compleja porque comprende de un diseminado de pirita y sulfuros de cobre.

El circuito comprende de una molienda con un molino semiautógeno y un molino de bolas con una configuración AB en circuito cerrado. El derrame del hidrociclón se envía al circuito de flotación que comprende un tren de celdas primarias y tres etapas de limpia. El banco primario consta de nueve Wemco Smart Cells en cinco bancos. El tiempo de residencia en las etapas primarias es de 36 minutos a 1,200 t/h con un 45 % de sólidos. Las colas de los bancos primarios se combinan con las colas de las limpias forman las colas

finales. La etapa uno de limpia utiliza ocho celdas OK50, mientras que las etapas dos y tres utilizan ocho y cinco celdas OK16 respectivamente.

El mineral se trata con una proporción 2:1 de amil xantato de sodio /isobutil xantato de sodio, con una dosificación en el molino SAG. El espumante se dosifica en la cabeza de las celdas primarias y en la mitad del tren. La cal se utiliza para elevar el pH a 10.8 en las celdas primarias y 11.0 – 12.2 en las limpias, que se dosifica en el molino SAG, en la cabeza de las celdas primarias y en la tercera etapa de limpia. El mineral tiene una mineralogía simple de calcopirita – pirita, la pirita se deprime con éxito con un pH elevado, incluso cuando se utilizan xantatos de cadena larga. El diagrama de flujo del circuito se muestra en la Figura 4.3-116.



**Figura 4.3-116** Circuito de flotación de Cu Glencore’s Ernest Henry. Adaptado de Silieza et al. (2014).

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Una pulpa compuesta de 9 % de carbón con una gravedad específica promedio de 1.7. Está pulpa pasa a través de un tanque de acondicionamiento a una velocidad de 100 tph de sólidos secos. Se requiere acondicionar la pulpa con reactivos durante 3 minutos antes de alimentarse a las celdas de flotación para su concentración. ¿Cuál es el volumen del tanque de acondicionamiento requerido para su procesamiento?

**Solución: 53.5 m<sup>3</sup>**

2. La flotación del carbón fino es una práctica común, considerando una gravedad específica de 1.8. En una operación se requieren flotar 1,000 toneladas diarias con una pulpa con un 10 % de sólidos y un tiempo de flotación de 10 minutos. Estimar el número de celdas de flotación requeridas, si cada equipo tiene una capacidad de 0.75 m<sup>3</sup> con una capacidad efectiva del 70 %.

**Solución: 127 celdas**

3. En una operación subterránea se explota un mineral polimetálico con una densidad de 4.7, dicho mineral tiene un potencial de 0.003 voltios a un pH de 8 y 0.002 voltios a un pH de 7.

a) Definir el punto de carga cero asumiendo un comportamiento lineal.

b) Considerando los datos de la siguiente tabla, defina el punto de carga cero, asumiendo un comportamiento lineal.

<b>Potencial (mv)</b>	0.6	0.55	0.5	0.44	0.4	0.3
<b>pH</b>	3	4	5	6	7	8

**Solución: a) 5, b) 12**

4. Si una mena cuya densidad es 4,500 kg/m<sup>3</sup> y una ganga con una densidad de 2800 kg/m<sup>3</sup>, explique si es probable o no una separación gravimétrica utilizando como medio agua potable (densidad 988 kg/m<sup>3</sup>) y agua de perforación (densidad 1,290 kg/m<sup>3</sup>). Considere un tamaño de alimentación de 100µm.

**Solución: Agua potable  $V_{t\text{ mena}} = 0.215 \frac{m}{s}$  y Agua de perforación  $V_{t\text{ mena}} = 0.18 m/s$**

5. En un circuito de flotación de Pb – Zn se procesan 120 toneladas por hora de mineral; el colector que se emplea es AERO 3477 preparado al 10% w/v y se dosifica a una razón de 1,1000 ml/min. ¿Cuál es consumo del reactivo?

**Solución: 55 g/t**

6. En una prueba de flotación se usó 1 kg de mineral, con 12 ml de AERO 3477 al 5 % w/v como promotor y 0.026 g de isopropil xantato como colector primario. Encontrar el consumo de estos reactivos y la cantidad que se necesita para flotar 400 toneladas diarias.

**Solución: 24 kg/día, 10 kg/día**

7. Encontrar el número de celdas primarias que se deben de instalar en una planta concentrado para procesar 1,400 toneladas al día de mineral. Con un tiempo de flotación de 8 minutos y un porcentaje de sólidos del 28 % en peso con una gravedad específica de 3.1.

Considere que el volumen de las celdas es de 60 pies cúbicos (Utilice la tabla de densidades de pulpa de Denver).

**Solución: 2 bancos de 6 celdas.**

8. Calcule la diferencia de velocidad terminal entre partículas de hematita y cuarzo con un tamaño de partículas de 150 y 50  $\mu\text{m}$  esféricas en agua. Comente las diferencias y explique las limitaciones que tiene la concentración gravimétrica en dispositivos convencionales considerando este ejemplo. Posterior realice propuestas para llevar a cabo una concentración gravimétrica eficiente. Densidad del cuarzo  $2650 \text{ kg/m}^3$  y hematita  $5270 \text{ kg/m}^3$ .

**Justifique su respuesta**

9. En una prueba de flotación por lotes de un mineral de cobre con una ley de 0.24 % Cu se obtuvieron los siguientes resultados:

Tiempo [s]	Masa [g]	Ley %
20	9	2
40	14	1.8
60	13.2	2.1
120	35.2	1.34
300	63.3	0.8

Peso del mineral alimentado 1036.8 gramos y volumen de la celda 3 litros.

Calcular la constante de velocidad de la flotación, suponiendo una cinética de primer orden.

**Solución: 0.00041/min**

10. Un mineral contiene 5 % de sulfuros de cobre y 95 % de silicatos como ganga. Si los sulfuros flotan a una velocidad de 0.2 %/ minuto y la ganga flota a una velocidad de 0.1 % por minuto. ¿Qué ley y recuperación tendrá el concentrado en un banco de 10 celdas que tratan 100 t/h si el tiempo de residencia para el banco es de 20 minutos?

**Solución: 23% Cu**

11. Para un banco de cinco celdas que tiene un tiempo de residencia de 1 minuto por celda, la recuperación calculada no es la misma que en una celda individual que tiene un tiempo de residencia de 5 minutos. Explique porque sucede.

**Justifique su respuesta**

12. Calcula la relación de sólidos / líquido para la formación de un medio denso con una gravedad específica de 3.1. Empleando galena (S.G. 7.4) y agua de perforación (S.G. 1.1).

**Solución: 3.27 w/w**

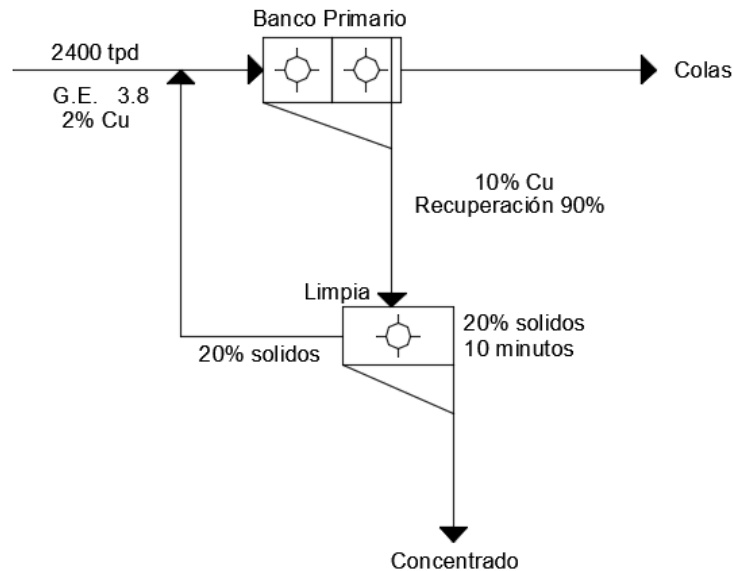
13. ¿Cuántos gramos se requieren agregar de  $FeSi$  a un litro de agua para formar un medio denso con una gravedad específica de 2.8?

Densidad del  $FeSi$ :  $7,000 \text{ kg/m}^3$

Densidad del agua:  $1,000 \text{ kg/m}^3$

**Solución: 3.0 kg**

14. De acuerdo a los datos presentado el siguiente circuito de flotación.



Determinar el tipo de celda a emplear y el número de celdas a instalar en el circuito de limpia, empleando los siguientes equipos del catálogo de Denver.

Celda Denver	No. de Celdas	Volumen total en pies cúbicos.
18SP	26	484
21R	16	480
24R	12	460
30R	6	558

**Solución: 6 celdas Denver 30R**

15. Una pulpa que contiene 40 % de sólidos en peso se acondiciona durante 6 minutos y se bombea a una planta de flotación. Si la razón de sólidos alimentados a la planta de flotación es de 400 toneladas por hora y la densidad de los sólidos es de  $2,650 \text{ kg/m}^3$ . Calcule el volumen del tanque acondicionamiento requerido.

**Solución:  $75.1 \text{ m}^3$**

16. Una mena de cobre con una densidad de 2.7 con un porcentaje de sólidos en peso del 35 % con un tiempo de residencia de 7 minutos a escala para flotar 15,000 tpd. Utilizando un factor de escala de 2.1 para celdas de flotación industrial. Determine el número de celdas considerando un Agitair de  $1,000 \text{ m}^3$ .

**Solución: 26 celdas**

17. Una planta de procesamiento de minerales trata 250 toneladas de sólidos por hora. La pulpa de alimentación contiene 40 % de sólidos en peso que se envía al tanque de acondicionamiento del circuito de zinc para mezclarse durante 5 minutos antes de bombearse al siguiente procesos aguas abajo.

- Calcule el volumen del tanque requerido, considerando una densidad de los sólidos de  $2,650 \text{ kg/m}^3$ , considere un factor de seguridad de 1.20.

- Determine el consumo de sulfato de cobre en 24 horas considerando un consumo de 0.034 kg/ tonelada.

**Solución:  $47 \text{ m}^3$ , 204 kg**

## REFERENCIAS

- Adams M. (2016). Gold Ore Processing, Project Development and Operations (pp. 60, 63,163,318-322). Elsevier.
- Aghamirian M., Mohns C., Grammatikopoulos T. y Imeson D. (2012). An Overview of Spodumene Beneficiation. 44th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference.
- Ahmadabadi A., Zare M., Hejazi M. y Saghaeina M. (2018). Comparison Performance of Reverse Flotation and Magnetic Flotation Systems for Silicate Reduction of Iron Magnetic Concentrate. Organization: International Mineral Processing Congress.
- Aplan F. y Arnold B. (1991). Wet Fine Particles Concentration Flotation. En Leonard J. y Hardinge B. (Eds.). Coal Preparation. Society for Mining, Metallurgy and Exploration (SME).
- Aplan F. y Fuerstenau D. (1962). Principles of Nonmetallic Mineral Flotation. En Fuerstenau M. (Ed.), Froth Flotation 50 th Anniversary Volume (pp. 170 - 180). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Arbiter et al. (1985). Flotation. En Weiss N. (Ed.), Mineral Processing Handbook (pp. 5-9 – 5-80). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Batterby M. y Brown J. (2016). The Inhoflot G – Cell an Advanced Pneumatic Flotation Technology for the Recovery of Coal Slurry from Impoundments. SME Annual Meeting.
- Bennett D., Crnkovic I. y Walker P. (2012). Recent Process Developments at the Phu Khan Copper –Gold Concentrator Laos. 11th Mill Operator’s Conference.
- Bhambhani T., Nagaraj D. y Yavuzkan O. (2016). Improving Flotation Recovery of Oxide Copper Minerals. XXVIII International Mineral Processing Congress Proceedings.
- Bulatovic S. (2007). Handbook of Flotation Reagents: Chemistry, Theory and Practice. Elsevier.
- Burat F., Kokkilic O., Kangal O., Gurkan V. y Celik M. (2007). Quartz Feldspar Separation for the Glass and Ceramics Industries. Mineral & Metallurgical Processing 24 (2).
- Burroughs C. (1991).Materials Beneficiation (pp.176 - 213). Springer- Verlag.
- Chander S. (1999). Fundamentals of Sulfide Mineral Flotation. En Parekh B. y Miller J. (Eds.). Advances in Flotation Technology (pp. 130-136). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Choi J., Hong J., Park K., Han Y. Kim H. y Kim W. (2015) Lepidolite Flotation from Low Grade Ores Using a Cation Surfactant. SME, Annual Meeting.
- Claridge G., Holmes P. y Redfearn M. (1989). Flotation. Mineral Processing Plant. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Cowburn J., Stone R., Bourke S. y Hill B. (2005). Design Developments of the Jameson Cell. Centenary of Flotation.
- Crozier R. (1992). Flotation (pp.3-6, 94-97). Pergamon Press.
- Cytec (2002). Mining Chemicals Handbook.
- Dow Chemical Co. (1960). Flotation Fundamentals and Mining Chemicals.
- Eries (Flotation Division). Hydrofloat Separator. 1218-AHA.

- Eriez (Flotation Division). Cavitation Tube Sparging Systems. 414-150-AHA.
- Eriez (Flotation Division). Sparging Systems for Leaching. 1117-AHA-Web.
- Eriez (Flotation Group). Advances Flotation Technology. 1011600-PAPA-MC.
- Filippov L., Filippova I. y Ancia A. (2012). HF-Free Flotation Method for Feldspars Separation from Quartz. XXVI International Mineral Processing Congress (IMPC).
- Finch J. y Dobby G. (1990). Flotation Column Scale-up and Modelling. Bulletin. Canadian Institute of Mining Metallurgy and Petroleum.
- Finch J., Cilliers J. y Yianatos J. (2007). Column Flotation. En Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (Eds.). Froth Flotation A Century of Innovation (pp. 681-685). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- FLSmidth Minerals (2008). FLSmidth Dorr-Oliver Eimco Flotation Technology.
- FLSmidth Minerals (2010). Flotation Technology. Rev. 07/2010a.lus.
- Free M. (2013). Hydrometallurgy Fundamentals and Applications (pp. 73-76). John Wiley & Sons.
- Fuerstenau D. (2007). A Century of Developments in the Chemistry of Flotation Processing. En Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (Eds.). Froth Flotation A Century of Innovation (pp. 3-4). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Fuerstenau D. y Raghavan S. (1976). Some Aspects of the Thermodynamics of Flotation. En Fuerstenau M. (Ed.). Flotation (pp. 21- 22). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Fuerstenau D. y Raghavan S. (2007). Some Aspectes of Flotation Thermodynamics. En Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (Ed.). Froth Flotation A Century of Innovation (pp. 95-113, 227-259). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Fuerstenau D. y Urbina R (1985). Aspectos Termodinámicos de la Flotación de Anglesita, Cerusita, Malaquita y Crisocola. Geomimet No. 127.
- Fuerstenau D. y Urbina R. (1989). Flotation Reagents. En Chander S. y Klimpel R. (Eds.). Advances in Coal and Mineral Processing Using Flotation. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Fuerstenau M. y Palmer B. (1976). Anionic Flotation of Oxides and Silizates. En Fuerstenau M. (Ed.). Flotation (pp. 149- 152). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Fuerstenau M. y Somasundaran P. (2003). Flotation. En Fuerstenau C. y Han K. (Ed). Principles of Mineral Processing (pp. 245 - 300). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc.
- Fuerstenau M., Chander Subhash C. y Woods R. (2007). Sulfide Mineral Flotation. En Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (2007). Froth Flotation A Century of Innovation (pp. 425- 458). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Fuerstenau M., Miller J. y Kuhn M. (1985). Chemistry of Flotation. American Institute of Mining and Petroleum Engineers, Inc. AIME.
- Gaudin A. (1922). Flotation (pp.15-16, 156-157). McGraw –Hill.
- Gorain B., Oravainen H., Allenius H., Peaker R., Wever A. (2007). Mechanical Froth Flotation Cells. En Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (Eds.). Froth Flotation A Century of Innovation (pp. 637- 647). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Graley R., Kohmuench J., Yan E. y Christodoulou (2013). The Application of the StackCell Technology for Fine Coal Recovery. Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference.
- Gupta A. y Yan D. (2006). Mineral Processing Design and Operations (pp. 701-723). 2a ed. Elsevier B.V.
- Haldar (2013). Mineral Exploration. Principles and Applications (pp.38). Elsevier.
- Han Y., Lu Z., Yin W., Li Y y Li Q. (2010). Mechanism of Modified Sodium Silicate on Fluorite Ore Flotation. XXV International Mineral Processing Congress (IMPC).
- Hara C., Swedburg K., Roy S. y Katchen J. (2015). Start –Up and Early Optimization of the New Afron Concentrator. Canadian Institute of Mining Metallurgy and Petroleum.

- Harbort G. (2019). Pneumatic Flotation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 931). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME). .
- Heath J. y Murphy B. (2017). Flash Flotation Circuit Design Considerations. 49 th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference.
- Hu Y., Sun W. y Wang D. (2009). Electrochemistry of Flotation of Sulphide Minerals (pp. 32-48, 63-86). Springer.
- Huezo J. (1992). Concentración de Óxidos de Hierro por Flotación en Columna y Celda Convencional a partir de un Preconcentrado Magnético (Tesis para obtener el título de ingeniero de minas y metalurgia). Universidad Nacional Autónoma de México.
- Kawatra K. y Carlson (2014). Beneficiation of Phosphate Ore (pp.229-3, 17-54). Society for Mining, Metallurgy & Exploration (SME).
- Kawatra S. (2011). Fundamental Principles of Froth Flotation. En Darling P. (Ed.). Mining Engineering Handbook (pp. 1517 -1530). Society of Mining, Metallurgical and Exploration, Inc.
- Khoshjavan S. y Rezai B. (2011). Beneficiation of Refractory Rock Phosphate by Calcination and Flotation. Minerals & Metallurgical Processing. 28 (4).
- Klimpel R., Hansen R. y Fee B. (1986). The Selection of Flotation Reagent for Mineral Flotation. En Mular A. L. y Anderson M. A (1986). Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 393-395). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Kogel J., Trivedi N., Barker J. y Krukowski S. (2006). Industrial Minerals & Rocks (pp. 703-704, 599-600). 7a ed. Society for Mining, Metallurgy & Exploration (SME).
- Kohmuench J. y Luttrell G. (2005). Coarse Particle Concentration using the Hydrofloat Separator. SME Annual Meeting.
- Lamberg P. y Bernal L. (2009). Modeling and Simulation of SkimAir Flash Flotation as Part of Grinding – Flotation Circuit- Case Study in Esperanza Chile. 41 st Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.
- Leja J. (1982). Surface Chemistry of Froth Flotation (pp. 205 - 338). Springer.
- Li C., Gao Z., Sun W. y Hu Y. (2018). Tune the Morphology and Surface Physicochemical Property of Fluorite Particle by Grinding Media: A New Perspective of Exposure Degree of Crystal Surfaces. Organization: International Mineral Processing Congress.
- Lind P., Tomlinson M. y Awmack. (2018). Organic Carbon Mitigation at Peñasquito. 50th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 30](#)).
- Luttrell G. y Yoon R. (1993). Column Flotation. En H. El-Shall, Moudgil B. y Wiegel R. (Eds.). Beneficiation of phosphate: theory and practice (pp. 361-362). Society for Mining, Metallurgy and Exploration.
- Luttrell G., Noble A. y Honaker R. (2019). Coal Preparation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 1595, 1602 - 1603). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Malghan S. (1986). Typical Flotation Circuit En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 891 - 901). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME). Configurations. En Mular A. L. y Anderson M. A (1986). Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 76-82). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Mankosa M., Chrisdoulou L., Yan E., Kohmuech J. y Luttrell G. (2016). High – Intensity Ultrafine Sulfide Flotation Using The Eriez StackCell Technology. SME Annual Meeting.
- Mankosa M., Kohmuench N. y Luttrell G. (2019). Column Flotation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 913- 921). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).



- Markworth L. y Ören E. (2009). Pneumatic Flotation as Key for the Ultra Fines Flotation for Different Ores and Minerals. 41st Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.
- Marsden J. y House C. (2009). The Chemistry of Gold Extraction (pp.37-38). 2a. ed. Society for Mining, Metallurgy and Exploration (SME).
- Metso Minerals (2015).DR Flotation Machines. No. 1885-11-11-ESBL/Sala-English.
- Miller J., Khalek A., Basilo C. y El –Shall H. (2007). Flotation Chemistry and Technology of Nonsulfide Minerals. En Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (Eds.). Froth Flotation A Century of Innovation (pp. 465- 474). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Miller J., Wang X. y Li M. (2000). Recent Development of Advanced Flotation Strategies for Florida Phosphate. SME Annual Meeting.
- Nagaraj D., Day A. y Gorken A. (1999). Nonsulfide Minerals Flotation: An Overview. En Parekh B. y Miller J. (Eds.). Advances in Flotation Technology (pp. 246 -247). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Nagaraj D., Raymond S., Farinato S. y Arinaitwe E. (2019).Flotation Chemicals and Chemistry. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 967 - 991). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Nelson M. y Lelinski (2019). Mechanical Flotation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 891 - 901). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Nelson M., Traczyk F. y Lelinsky D. (2002). Design of Mechanical Flotation Machines. En Mular A., Halbe D. y Barratt D. (Eds.). Mineral Processing Plant Design, Practice and Control (pp.1181-1182). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Newcombe B., Bradshaw D. y Wightman E. (2012). Into the Belly of the Flash... Insights into the Mechanism at Work Within a Flash Flotation Cell. 11th Mill Operator's Conference 2012.
- Nielsen B., Lehto H. y Musuku B. (2016). Design, Installation, Commissioning and Operation of Fine Grinding Technology at the Kevitsa Mine. 13th AUSIMM Operator's Conference ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 29](#))
- Outotec (2017). Flotation ColumnCells.
- Outotec (2018) FloatForce. November, 2018.
- Outotec Flotation (2017). Skimair Flash Flotation Unit. Finland.
- Outotec. Flotation Technologies. November, 2011.
- Palmer E., Dixon S. y Meadows D. (2012). An Update of the SAG Milling Operation at the Peñasquito Mine Located in the Zacatecas. Canadian Institute Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Pierre B. (1977). El Beneficio de los Minerales. España: Rocas y Minerales.]
- Poling G. (1976). Reactions Between Thiol Reagents and Sulphide Minerals. En Fuerstenau M. (Ed.). Flotation (pp. 334- 3). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Pryor E.J. (1985). Mineral Processing (pp. 457 - 520). 3a ed. Elsevier.
- Ramírez J. y Hernández L. (1996). Flotación Selectiva de Sulfuros Complejos en Minera Tizapa. Geomimet: Tomo1. No. 2000.
- Rogers J. (1962). Principles of Sulfide Mineral Flotation. En Fuerstenau D. (Eds.). Froth Flotation 50 th. Anniversary Volume (pp.156 - 160). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Segura J. (2009). Problemas de procesamiento de minerales (pp. 194-197). Universidad Nacional de Trujillo.
- Silieza J., Whebell T., Perkins T., Law H. y Scobie P. (2014). From Magnetite to Chalcopirite – A Story of Vesality and Efficiency at Glencore's Ernest Henry Mining Operation. 12th AUSIMM Mill Operator's Conference ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 30](#))

- Smith J., Lin D., Brigitte L. y Anderson G. (2008). Removal of Organical Carbon with a Jameson Cell at Red Dog Mine ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 32](#)).
- Smith R. y Akhtar S. (1976). Cationic Flotation of Oxides and Silicates. . En Fuerstenau M. (Ed.). Flotation (pp. 87- 105). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Smith T., Lin D., Brigitte L. y Anderson G. (2008). Removal of Organic Carbon with a Jameson Cell at Red Dog Mine. 40 th Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.
- Somasundaran P y Ananthapadmanabhan K. (1986). Solution Chemistry of Flotation. En Somasundaran P.(Eds.). Advances in Mineral Processing: A Half – Century of Proffress in Application of Theory to Practice (pp. 137-152). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Somasundaran P. (1980). Principles of Floculation, Dispersion and Selective Flocculation. En Somasundaran P. (Eds.). Fine Particles Processing (pp. 948 -954). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Somasundaran P. y Lou A. (1999). Oxide Mineral Flotation Fundamentals. En Parekh B. y Miller J. (Eds.). Advances in Flotation Technolofy (pp. 23 -31). Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Somasundaran P. y Ramachandran R. (1999). Surfactants in Flotation. En Wasan D., Ginn M. y Shan D. (Eds.). Surfactants in Chemical/Process Engineering (pp.195-230). Surfactant Science Series Vol. 28.
- Somasundaran y Wang (2006). Solution Chemistry Minerals and Reagents (pp. 143 -149). Series. Elsevier.
- Stoll D., Donne R. y Holtha M. P. (2012). Modelling Impact of Flash Flotation from Batch Cell Flotation Tests Using Limn. 11th Mill Operator´s Conference 2012.
- Subba D. (2016). Coal Processing and Utilization (pp. 277-278). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Swedburg K., Bennett C., Samuels M. y Welss P. (2016). Application of the Woodgrove Staged Flotation Reactor (SFR) Technology at the New Afton Concentrator. XXVIII International Mineral Processing –ISBN 978-1-926872-29-2 ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación – Material 28](#)).
- Taggart A. (1921). A Manual of Flotation Processes. John Wiley & Sons.
- Termes S. Wilfong L. y Richardson P. (1983). Flocculation of Sulfide Mineral Fines by Insoluble Cross-Linked Starch Xanthate. United States Department of the Interior. Burenau of Mines.
- Tohry A., Hatefi P., Dehgjani A. y Rahmani O. (2018). Iron Ore Flotation with a Modified Depressant. Organization: International Mineral Processing Congress
- Valvieso A., Urbina R., Olivias S. y Fuerstenau D. (1986). Química Superficial y Flotación de Cerusita y Anglesita. Geomimet No. 140.
- Veloso C., Filippov L. Filippva I. y Araujo A. (2018). The Effect of pH on the Depression of Iron Oxides in the Presence of Complex Gangue Silicate Minerals. Organization: International Mineral Processing Congress.
- Wang D. (2016). Flotation Reagents: Applied Surface Chemistry on Minerals Flotation and Energy Resources Beneficiation. Vol I. Functional Principles y Vol II Applications. China: Springer.
- Wills B. (1985). Mineal Processing Technology (pp. 379 -381). 3a ed. Pergamon Press.
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (pp. 265 – 273, 297- 301, 306 -310, 328-344). 8a ed. Elsevier B.V.
- Wolfram J., Markworth L. y Parra F. (2008) Development of an Iron Ore Concentrate Fines Recovery Process from Copper Tailings. 40th Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.

- Woods (1976). Electrochemistry of Sulfide Flotation. En Fuerstenau M. (Ed.). Flotation (pp. 299-303). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Xia L., Hart B., Douglas K. y Zhong H. (2015). Two New Structures of Hydroxamate Collectors and their Application to Ilmenite and Wolframite Flotation. 47th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference.
- Yan D., Wiseman D. y Dunne R. (2005). Predicting the Performance of Flotation Circuit that Incorporates Flash Flotation. Centenary of Flotation.
- Young M., Barnes K., Anderson G. y Pease J. (2006). Jameson Cell: The “Comeback” in Base Metals Applications Using Improved Design and Flow Sheets. 38th Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.

En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.4 Concentración por flotación](#) se muestra artículos complementarios para el diseño de circuitos de flotación y selección de reactivos:

[Material 40. Design and Engineering of flotation Circuits.](#)

[Material 41. Flotation Frothers: Review of their classifications, properties and preparation](#)

[Material 42. Chemistry of Flotation](#)

[Material 43. Flotation Reagents](#)

[Material 44. A review of flotation collectors: From fundamental to practice](#)

#### 4.4 SEPARACIÓN SÓLIDO - LÍQUIDO

Burroughs (1991) señalan que diversas operaciones de beneficio de minerales se realizan en un medio húmedo. El emplear agua permite una mayor eficiencia de transporte, una mayor recuperación y un menor costo por unidad de producto. Además, elimina la contaminación del aire y evita afectaciones a los operadores por la generación de polvos.

En todas estas operaciones húmedas, el producto debe ser deshidratado antes de pasar a algún procesamiento adicional. Las razones por la cual la deshidratación es importante son:

1. Disminuye el peso del concentrado para reducir los costos de manejo y envío.
2. En diversas operaciones, como la fundición requiere de una carga con una humedad baja o existe peligro por el vapor generado.
3. El agua de la planta se recupera y reutiliza mediante un proceso de conversión disminuyendo el consumo de agua de la operación.

La deshidratación del concentrado es un proceso de separación sólido – líquido que se logra mediante procesos de espesamiento y filtración. Se puede lograr una reducción de agua considerable del producto en secadores. (Sbárbaro y Del Villar, 2010).

En esta sección se analizarán el diseño de las operaciones de separación sólido – líquidos más utilizados en la industria minera tanques espesadores y filtros, sin olvidar que esta tarea también se puede llevar a cabo en clasificadores mecánicos e hidrociclones que son temas abordados anteriormente en el capítulo de clasificación.

El espesamiento utiliza la fuerza de gravedad para separar las partículas del agua mediante un proceso de sedimentación en grandes tanques cilíndricos denominados tanques espesadores, mientras que la filtración utiliza fuerzas que ejercen una presión pasando la pulpa a través de un medio filtrante para obtener una torta y eliminar el agua. La deshidratación es difícil cuando las partículas son finas, para lograr la separación de los sólidos se recurre a reactivos coagulantes y floculantes, que genera la unión de las partículas finas en aglomerados más grandes que facilitan su deshidratación (Concha, 2014).

Aproximadamente en los tanques espesadores se recupera hasta el 80 % del agua generando una pulpa con un porcentaje de sólidos entre 55 % - 65 %. En la filtración se produce una torta que tiene un porcentaje de sólidos entre el 80 % y 90 % logrando en algunos casos un porcentaje de humedad del 6 %, en algunas ocasiones se puede emplear un secado térmico para producir un productor final que contiene hasta 95 % de sólidos.

Dahlstrom (2003) señala que existen diversos factores externos a los equipos de separación líquido – sólido que influye en su rendimiento y productividad. Estos son:

**Tamaño de partículas y forma.** La distribución de tamaños afecta en gran medida la velocidad de separación sólido – líquido. La ley de Stokes se utiliza para determinar el impacto del tamaño de partícula encontrando la velocidad de asentamiento terminal que se determina con la siguiente expresión:

$$U_t = \frac{(\rho_s - \rho)gd^2}{18\mu} \quad (4.4.1)$$

Donde:

$U_t$ : Velocidad de asentamiento, ft/s

$\rho_p$ : Densidad del sólidos, lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho$ : Densidad del fluido portador, lb/ft<sup>3</sup>.

$g$ : Aceleración gravitacional que actúa sobre las partículas, 32.16 ft/s<sup>2</sup>

$d$ : Diámetro de partícula, ft.

$\mu$ : Viscosidad del fluido portador, cP.

Esta expresión asume un fluido laminar y un asentamiento de las partículas sin impedimentos. Dos partículas con una misma densidad, pero con diferente tamaño, dejan ver en claro que la velocidad de asentamiento es directamente proporcional al cuadrado de su diámetro.

Las partículas finas, bajo la influencia de un flujo laminar alcanza una velocidad de sedimentación inmediata. Esta rapidez es causada por la fuerza de arrastre, las partículas se resisten al asentamiento y rápidamente igualan la fuerza de flotación. La fuerza de arrastre actúa sobre las partículas a través de la diferencia de gravedad específica entre el líquido y el sólido. La fuerza de arrastre está dada por la expresión:

$$F_d = CA_p \rho v^2 / 2g_c \quad (4.4.2)$$

$F_d$ : Fuerza de arrastre, lb fuerza.

$C$ : Coeficiente de arrastre, sin dimensiones, ver Figura 4.4-1 se muestra el coeficiente de arrastre en función del número de Reynolds.

$A_p$ : Área proyectada de la partícula en la dirección del movimiento, ft<sup>2</sup>.

$v$ : Velocidad de la partícula, ft/s.

$g_c$ : Factor de conversión 32.7.

La fuerza de flotabilidad está dada por:

$$F_p = \frac{m_s}{\rho_s} \left( \rho_s - \rho \frac{g}{g_c} \right) \quad (4.4.3)$$

Donde:

$F_p$ : Fuerza de flotabilidad, lb fuerza.

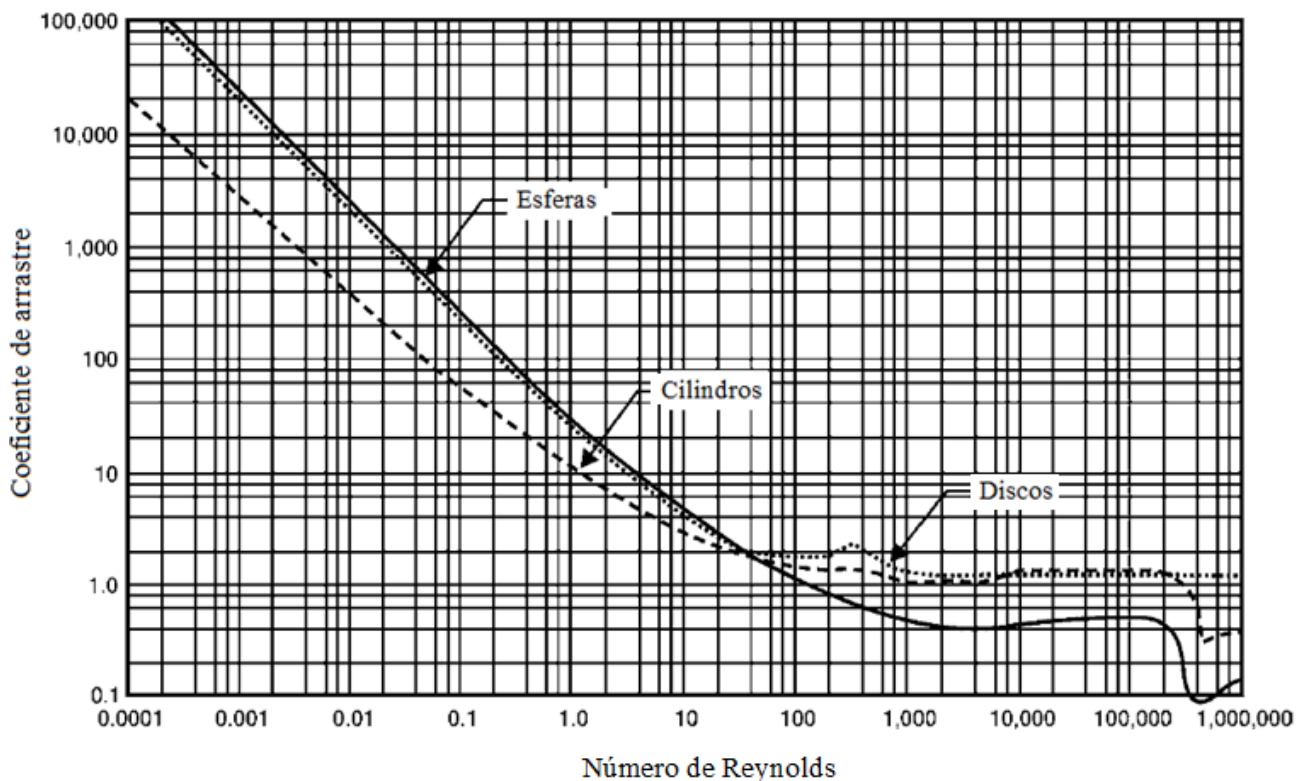
$m_s$ : Masa de la partícula, lb fuerza.

$g$ : Aceleración gravitacional, ft/s<sup>2</sup>.

La velocidad terminal, se da cuando la fuerza de arrastre es igual a la fuerza de flotabilidad:

$$v_t = \left( \frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\rho_c} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4.4.4)$$

Como el número de Reynolds no tiene dimensiones y para esferas, discos y cilindros, es igual a  $\rho v d / \mu$ . Un flujo laminar el valor del coeficiente de arrastre es  $24/R_e$ . La Figura 4.4-1 y la expresión de la velocidad terminal se utilizan para conocer el valor de " $v_t$ " conociendo  $d$ ,  $\rho_s$ ,  $\rho$  y  $\mu$  mediante su iteración.



**Figura 4.4-1** Coeficientes de arrastre para esferas, discos y cilíndricos. Adaptado de Fuerstenau y Han (2003).

Como se puede observar en la Figura 4.4-1, la forma de la partícula influye en el coeficiente de arrastre y por lo tanto en la velocidad terminal. En cuanto al tamaño de las partículas en los tanques espesadores cuantos más limos se tienen se dificulta su sedimentación obligando a la aplicación de floculantes y coagulantes. En el proceso de filtración en cuanto más pequeñas son las partículas se puede obstruir los pasos capilares de los filtros parcial o totalmente disminuyendo la velocidad de filtración. No solo la forma de las partículas y su tamaño es importante, también las características de la superficie como su porosidad.

**Porcentaje de sólidos en peso y volumen.** La concentración de sólidos afecta la dinámica de las partículas. Por ejemplo, la velocidad de sedimentación disminuye a medida que aumenta la concentración de sólidos. Esto sucede porque la gravedad específica de la pulpa aumenta la fuerza de flotabilidad.

En segundo lugar a medida que aumenta la concentración las partículas se tiene un mayor porcentaje en peso por lo tanto la probabilidad de colisión entre partículas impide su sedimentación.

El aumento en el porcentaje de sólidos en la alimentación minimiza el tamaño del equipo requerido. En la mayoría de los tanques espesadores están diseñados por su área requerida para la sedimentación, esta área disminuye con el aumento en la concentración de sólidos. La velocidad de filtración aumenta a medida que disminuye el flujo a través de los capilares.

**Viscosidad.** La viscosidad está relacionada con la cantidad de finos y el porcentaje de sólidos, teniendo el mismo efecto que el tamaño de partícula, es decir disminuye la velocidad de filtración y sedimentación. El aumento de finos en un mismo volumen aumenta la viscosidad de la pulpa dificultando la sedimentación de partículas finas y la saturación de los capilares en la filtración.

**Condiciones químicas.** La acidez o alcalinidad de una solución puede afectar la separación líquido – sólidos. Un pH ácido o básico alto puede presentar grandes cantidades de lamas porque provienen de tanques de agitaciones y tiempos de acondicionamiento amplios que genera partículas finas. Estos sólidos deben flocularse para tener una sedimentación o una filtración eficiente.

El ion sodio en la pulpa tiende a dispersar las partículas finas, y por lo tanto las partículas finas son más difíciles de separar. En el pH alcalino puede contener hidróxidos metálicos que son difíciles de separar, para ambos casos es necesario utilizar floculantes.

**Requisitos del proceso.** El producto de las etapas de separación líquido – sólido puede pasar a un procesamiento posterior o recircularse. El contenido de humedad de una torta influye directamente en el consumo de energía en un horno impactando a los costos de la operación. Contemplar los requisitos del producto permite eliminar equipos del circuito o requerir procesos adicionales al espesamiento o filtrado.

Incluso cuando se trata del tratamiento de los jales se debe de contemplar los requisitos para su disposición final como el contenido de humedad. Cuando los jales contienen residuos peligrosos o tóxicos se debe tener un mayor control para su disposición, el cual puede llevar a una etapa de neutralización o separación de estos residuos.

#### 4.4.1 TANQUES ESPESADORES

En general los tanques espesadores se emplean en el espesamiento de colas y concentrados de menas sulfuradas donde se observan grandes tanques en las plantas de procesamiento. Otras aplicaciones son la clarificación de agua en las plantas de beneficio, tratamiento de aguas, clarificación del licor de lixiviación, eliminación de precipitados y espesamiento de la pulpa en operaciones de molienda.

El proceso de espesamiento permite que una pulpa se asiente en el tanque hasta que una parte de la fase líquida se clarifique en la parte superior sobre una capa de lodos. Ambos componentes como el líquido clarificado y el lodo se eliminan continuamente como dos productos, el líquido clarificado en la parte superior y lodo en el fondo en el fondo del tanque.

Burroughs (1991) señala que el proceso de espesamiento depende de cuatro operaciones:

1. Floculación. Ocurre cuando se producen agregados de partículas suspendidas en la pulpa mediante la adición de agentes floculantes.
2. Sedimentación. Los flóculos actúan como una unidad con respecto a la tensión superficial y como un aglomerado su velocidad de sedimentación aumenta.
3. Compactación. La partícula al sedimentarse produce en la zona media y baja del tanque una compactación del sólido que facilita el flujo del líquido.
4. Eliminación de productos. La parte líquida superior se elimina mediante su derrame controlado y el lodo compactado en el fondo se elimina mediante bombeo.

El diseño de un tanque espesador consiste en un tanque cilíndrico, donde se extrae el líquido clarificado en la parte superior en un rebosadero y los sólidos sedimentados espesados se raspan hasta un punto de descarga donde se retiran en la parte inferior. Estos equipos espesan la pulpa permitiendo que los sólidos se depositen por gravedad (Burroughs, 1991).

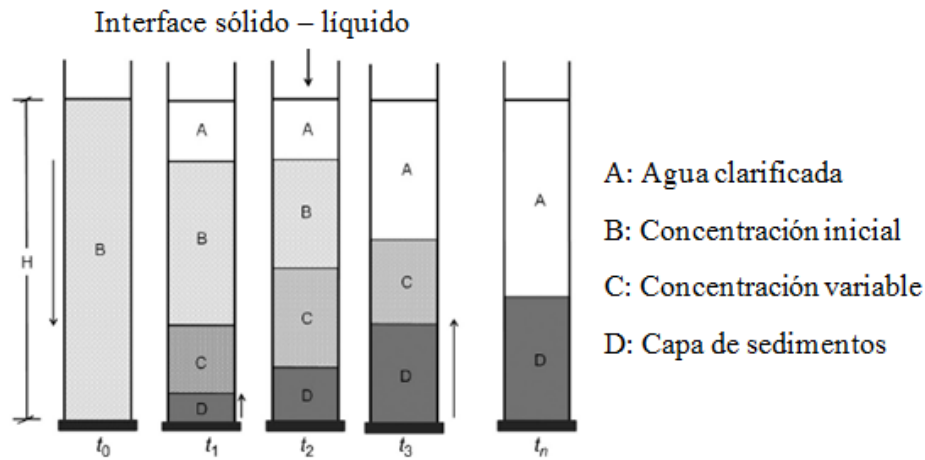
La velocidad de sedimentación de las partículas en un fluido se rige por la ley de Stokes, las partículas finas se depositan lentamente por la gravedad, la adición de floculantes permite que se depositen rápidamente.

La sedimentación de las partículas ocurre rápidamente en pulpas con una alta dilución, donde las partículas se encuentran relativamente separadas y se asientan individualmente. En pulpas con un alto contenido de sólidos las partículas pueden chocar provocando que su velocidad de sedimentación cambie. Las partículas cuya velocidad de sedimentación es menor que el flujo de desbordamiento provoca que sean arrastradas por la corriente, causando una dilución del concentrado (Wills y Finch, 2016).

En general los tanques están diseñados para llevar a cabo una clarificación del líquido permitiendo una velocidad del flujo ascendente regulada que permite la sedimentación de las partículas finas evitando pérdidas.

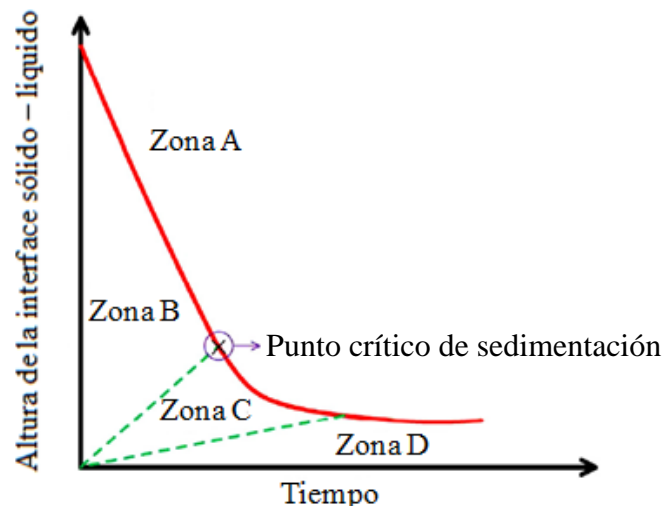
Las pruebas de sedimentación se realizan por lotes con el objetivo de dimensionar los tanques espesadores y evaluar su rendimiento en diferentes características de pulpa. El proceso de la prueba se ilustra en la Figura 4.4-2 el cual se lleva a cabo en una probeta graduada.





**Figura 4.4-2** Proceso de sedimentación por lotes. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Keane (1986) indica que en un tiempo cero " $t_0$ " se alimenta la pulpa donde no se tiene ninguna separación, posteriormente la sedimentación inicia con la clarificación en una zona "A" y comienza una concentración de sólidos en la zona "B" posteriormente la compactación de los sedimentos se realiza de manera constante. El punto crítico de la sedimentación indica la pérdida de la zona "B" en un tiempo " $t_2$ " con el desarrollo de una interface entre la zona "A" y la zona de concentración variable en la zona "C". En un tiempo tres " $t_3$ " se tiene solo tres zonas marcadas con el crecimiento de la zona "D" donde se tiene una capa de sedimentos y en la zona "C" las partículas se asientan. Cuando se pierde la zona "C" en el tiempo " $t_4$ ", la velocidad de sedimentación es cercana a cero. Los datos para el análisis de este proceso se presentan en una curva de sedimentación que grafica la altura de la interface sólido - líquido contra el tiempo donde se ilustra el comportamiento de cada zona (Figura 4.4-3).



**Figura 4.4-3** Ejemplo de una curva de sedimentación por lotes. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Concha (2014) menciona que el espesamiento consiste en la superposición de dos fenómenos, sedimentación y consolidación que se comportan de manera diferente. Durante la sedimentación, las partículas se depositan a través del fluido por presión y fricción. A cierta concentración de sólidos aumenta pasando de una pulpa a una red de partículas sólidas llamadas sedimento. En este punto, las fuerzas entre las partículas se transmiten directamente de una partícula a otra. Si las partículas de sedimentación alcanzan el fondo del recipiente y se colocan encima de otras, el sedimento comprime los flóculos que se encuentran debajo expulsando el agua de los poros. Este fenómeno de expulsión del agua por compresión se llama consolidación.

La sedimentación y la consolidación generalmente están separadas por una interface que tiene una concentración característica. La concentración de esta interface las partículas sedimentadas o flóculos comienzan a interactuar entre sí, se denomina concentración crítica.

Para obtener una descripción completa del espesamiento las etapas del proceso de sedimentación se resumen a continuación:

1. Antes de que comience la sedimentación, la pulpa se flocula y homogeniza por agitación para que su concentración sea constante.
2. Al comienzo de la sedimentación, todos los flóculos se depositan a la misma velocidad forma una interface definida en la parte superior del tanque. Esta interface desciende a la misma velocidad de los flóculos. Esta etapa se llama asentamiento obstaculizado.
3. Cuando los flóculos alcanzan el fondo del tanque, ocupan rápidamente toda el área disponible formando un sedimento. A partir de esta zona los flóculos se acumulan uno encima de otro comprimiendo a los que yacen debajo en esta etapa se tiene un sedimento bajo presión (consolidación).
4. En un determinado tiempo, las interfaces líquido y sedimentos se encuentran. En este punto se llega a una altura y tiempo crítico, donde se define donde termina la sedimentación obstaculizada y el flujo en los medios porosos dando paso a la consolidación del sedimento.

Burroughs (1991) y Concha (2014) coinciden que el proceso de sedimentación en las pruebas por lotes, reflejan cinco zonas desde la parte superior del tanque hacia el fondo:

**Zona de floculación.** La floculación ocurre cuando se producen aglomerados en la parte superior del tanque. La adición de floculantes que implica el uso de polímeros orgánicos de cadena larga de alto peso molecular; anteriormente se utilizaban polímeros naturales como derivados de almidón y polisacáridos, ahora estos materiales son sintéticos llamados poli electrolitos. El desarrollo de estos floculantes modernos ha llevado a diseños de alta velocidad y alta capacidad de los tanques espesadores optimizando el proceso.

**Zona de clarificación.** Es la zona superficial donde comienza la sedimentación de las partículas individuales y los flóculos dejando la parte clarificada. El único requisito es que la zona de clarificación sea lo suficiente profunda para permitir una separación del líquido mediante su desbordamiento.

En algunas ocasiones las especies sólidas no quedan atrapadas en la capa de sedimentos y la zona de clarificación se vuelve turbia. Esto ocurre cuando las pulpas se encuentran diluida y no se realiza un asentamiento inicial de los sólidos. Para lograr el desbordamiento del líquido

clarificado se requiere que la velocidad de desbordamiento sea menor que la velocidad de sedimentación de las partículas finas para evitar su eliminación por el derrame del tanque.

**Zona de asentamiento libre.** En esta zona, los flóculos y partículas individuales se depositan libremente en el líquido sin una interacción. La velocidad de sedimentación es una función de la concentración de sólidos.

**Zona de transición.** Los flóculos comienzan a empaquetarse, compactarse unos sobre otros, en esta transición los poros de los flóculos al compactarse permiten que el líquido se mueva hacia la superficie para conformar la zona de sedimentos donde ocurre la compactación.

**Zona de compresión.** En esta zona los flóculos se asientan compactándose y por la compresión de las capas de sedimentos subyacentes el agua contenida escapa de los flóculos. Esta agua liberada viaja a través de los canales formados hasta la zona transición para unirse al líquido clarificado en la parte superior del tanque. En esta zona se alcanza la concentración de sólidos deseada en función del tiempo que los sólidos permanezcan a compresión.

Algunos autores consideran una sexta zona denominada zona de arenas, compuesta del material grueso que sedimenta rápidamente y se deposita en el fondo, ver Figura 4.4-4.

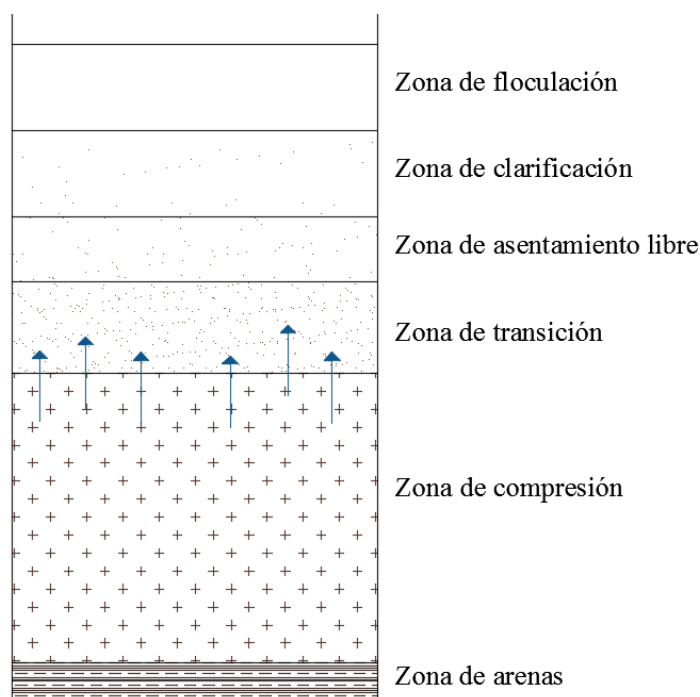
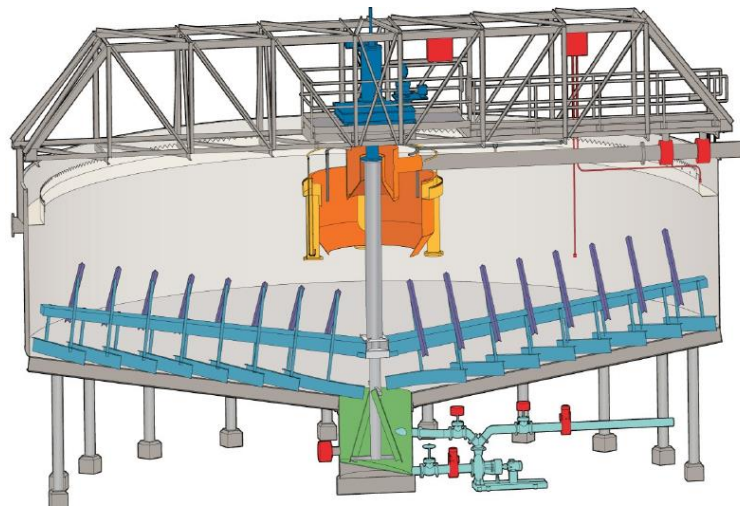


Figura 4.4-4 Zonas de un tanque espesador. Adaptado de Burroughs (1991).

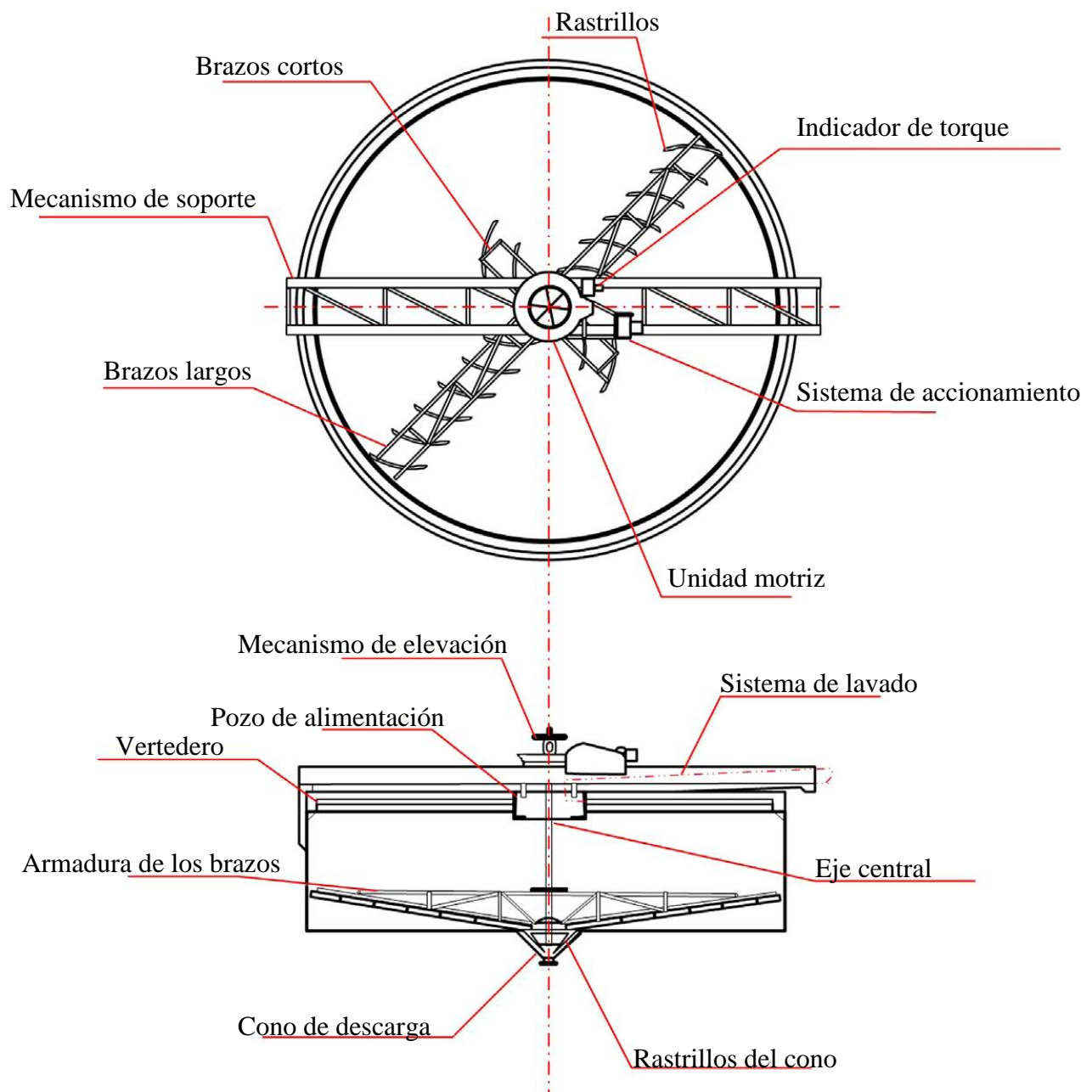
Un tanque espesador consta de un tanque cilíndrico de acero y concreto, con un eje central que gira lentamente unido a una serie de rastrillos en el fondo de tanque. Usualmente el fondo del tanque tiene una inclinación para facilitar la recolección y extracción del lodo. La alimentación ingresa al centro a través de un pozo de alimentación que consta de un cilindro concéntrico en la parte superior del tanque. El propósito del pozo es proporcionar una distribución radial uniforme de la alimentación (influyente) del tanque y disipa energía de la corriente de alimentación a un nivel adecuado para su asentamiento. Dentro del tanque hay uno o más brazos radiales giratorios, cada uno de los cuales tiene una serie de rastrillos suspendidos que arrastran los sólidos para depositarlos en el fondo hacia la descarga central (ver, Figura 4.4-5).



**Figura 4.4-5** Sección de un tanque espesador. Tomado de WesTech (2015).

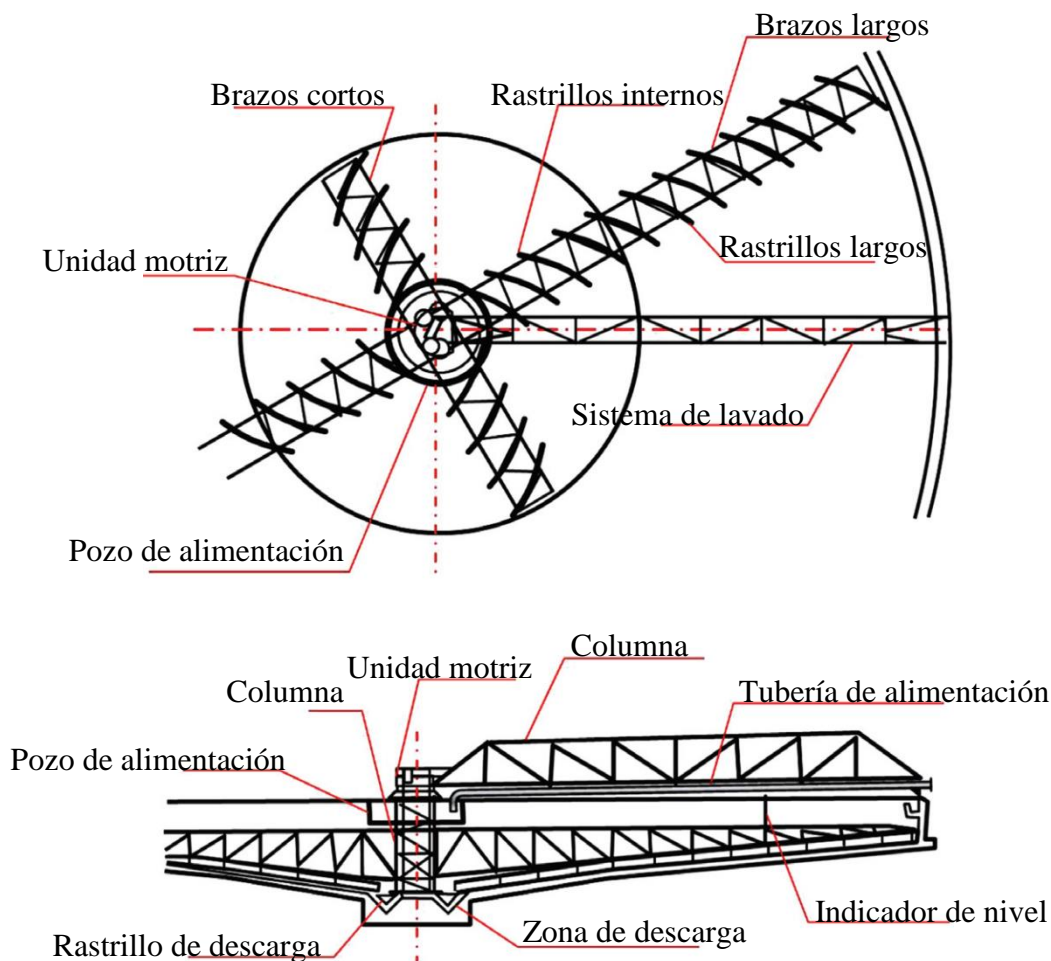
Los rastrillos en los brazos giratorios ayudan a la compactación para producir un producto con un mayor porcentaje de sólidos que el logrado solamente por la sedimentación. Algunos tanques espesadores tienen un fondo plano mientras que los brazos se encuentran inclinados hacia la descarga central. En este diseño los sedimentos forman una capa de sedimentos con un fondo inclinado falso. Cuando los sólidos sedimentados debido a su tamaño tienden a colapsar y no forman una inclinación, el fondo se construye para coincidir con la pendiente de los brazos.

El método para soportar el mecanismo de rastrillos depende del diámetro del tanque. En tanques con un diámetro inferior a 45 metros, el cabezal de accionamiento de rastrillo se apoya es una estructura sobre el tanque que se encuentra unido a los brazos giratorios, estos tanques se denominan tanques puentes o vigas (Ver, Figura 4.4-6).



**Figura 4.4-6** Componentes de un tanque espesador tipo puente. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Para los tanques espesadores de alto volumen, el mecanismo de rastrillo se apoya en una columna central. En la mayoría de los casos, los brazos giratorios se unen a una caja de transmisión, que rodea la columna central. Los sólidos espesados se descargan a través de tolva rectangular que rodea la columna central (Ver, Figura 4.4-7).



**Figura 4.4-7** Componentes de un tanque espesador de columna central. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Los tanques espesadores de tracción, en general se monta en un brazo largo con un extremo unido a una columna central mientras que el otro extremo tiene ruedas de tracción fijas que corren sobre un riel en la parte superior de la pared del tanque. Las ruedas son accionadas por motores montados en el extremo del brazo que permite su movimiento. Este mecanismo es utilizado en tanques hasta de 200 metros de diámetro. Otro tipo de diseño son los tanques de cable, los cuales tienen un brazo articulado sujeto a la parte inferior de la caja de transmisión o un eje central. El brazo está tensado por cables conectados a un brazo de accionamiento conectado al eje central. Este diseño permite que los rastrillos se levanten automáticamente al aumentar el par de fuerzas, esto permite que el brazo encuentre su propio nivel de trabajo, la fuerza se equilibra por el peso de los rastrillos.

Los clarificadores tienen un diseño similar, pero son menos robustos, manejando pulpa con un contenido de sólidos bajos que un tanque espesador y está diseñado para la eliminación de sólidos en lugar de su espesamiento (Wills y Finch, 2016).

En general los clarificadores se clasifican en primarios y secundarios de acuerdo a su función:

- Clarificador primario se ubica aguas abajo de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales para eliminar los sólidos suspendidos sedimentables y están equipados con dispositivos para eliminar trazas de reactivos químicos.
- Clarificadores secundarios se ubican aguas abajo de las instalaciones de tratamiento biológico de la planta de tratamiento de aguas y se utilizan para eliminar masas biológicas.

King (1978) indica que los componentes básicos de un tanque espesador son:

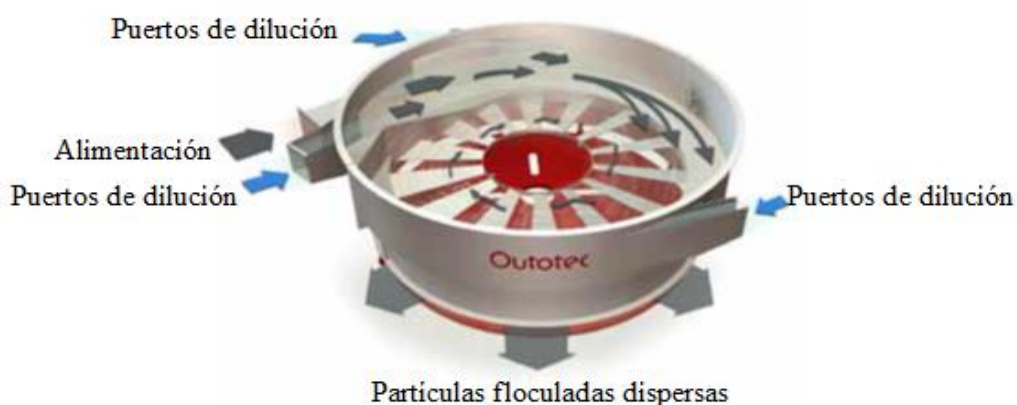
- Pozo de alimentación. Su función es disipar la energía del flujo alimentado para hacer que la alimentación ingrese al tanque en una condición relativamente inactiva y proporciona un medio para introducir la pulpa a una profundidad apropiada en el tanque espesador.
- Tanque. La dimensión del tanque proporciona el tiempo de sedimentación apropiado para producir un sedimento espesado y un fluido clarificado. El fondo inclinado del tanque facilita el movimiento de los sólidos concentrados en el fondo.
- Brazos de rastrillos cumple con tres funciones: (1) Mover los sólidos depositados hacia el punto de descarga, (2) Mantener un grado de fluidez alto en el fondo de tanque para asegurar la extracción y (3) aumentar la concentración de los sólidos en la descarga proporcionando canales para liberar el agua en la zona de compresión.
- Sistema de lavado. Permite el lavado del clarificado para transportarlo al derrame en la periferia del tanque y evitar el arrastre de sólidos.
- Sistema de accionamiento de los rastrillos. Proporciona la fuerza motriz para mover los brazos y rastrillos evitando su obstrucción en la descarga.
- Sistema de elevación de los rastrillos. Proporciona un medio para elevar los brazos del rastrillo fuera de los sólidos con el fin de reducir la demanda de fuerza motriz.

Burroughs (1991) indica que además del diseño general del tanque otros componentes importantes son el sistema de alimentación, mecanismo de accionamiento, mecanismo de arrastre, diseño de los rastrillos y el sistema lavado. Algunas de estas características de estos componentes se mencionan a continuación:

**Sistemas de alimentación.** La alimentación ingresa en el centro del tanque aun pozo de alimentación para acondicionar la pulpa, promover la sedimentación de los sólidos y la adición de floculantes. El diseño del sistema de alimentación debe considerar las características de la pulpa del proceso aguas arriba. El sistema de alimentación tiene las siguientes funciones: promueve la desaceleración de la pulpa, disipa el exceso energía de la pulpa, promueve la formación de flóculos para su sedimentación y mezcla eficazmente el agua de dilución y floculantes.

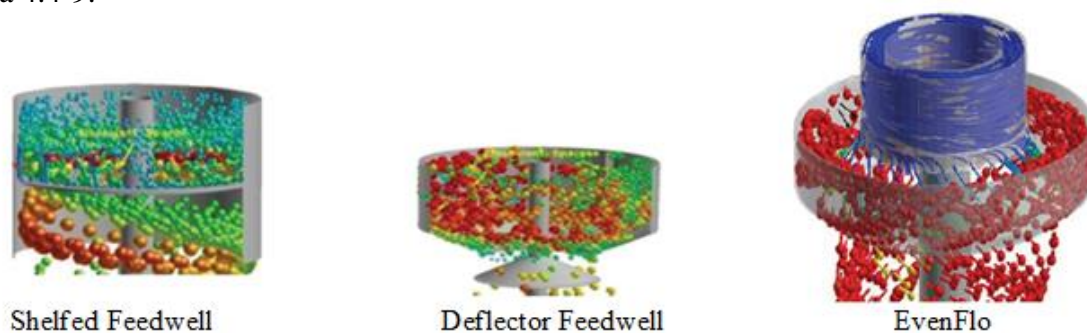
La pulpa alimentada requiere de un proceso de dilución antes de la adición de floculantes. La pulpa con partículas finas necesita diluirse a  $< 5\%$  en peso mientras que partículas gruesas deben diluirse del  $15\%$  a  $25\%$ .

Los pozos de alimentación incluyen sistemas de dilución impulsados, un ejemplo es el Vane Feedwell de Outotec (Figura 4.4-8) que utiliza puertos de dilución en la carcasa del pozo para dirigir el agua desde la zona de clarificación del tanque hacia el tanque. Este pozo tiene un diseño de fondo cerrado y dividido en zonas superior e inferior, la zona superior mezcla la corriente de alimentación, agua de dilución y el floculante. La zona inferior promueve el crecimiento de flóculos y distribuye la pulpa floculada de manera uniforme en el tanque espesador.



**Figura 4.4-8** Pozo Outotec Vane Feedwell. Adaptado de Dune, Kawatra & Young (2019).

Un método alternativo es el EvenFlo que proporciona una auto dilución; el agua clarificada se recircula al pozo de alimentación con una bomba en línea a través de puerto que diluye la pulpa de alimentación. Otras alternativas son el Shelfed Feedwell, Deflector Feedwell de WesTech que permiten una mayor interacción del floculante y las partículas suspendidas, Figura 4.4-9.



**Figura 4.4-9** Tecnologías de pozos de alimentación. Tomado de WesTech (2020).



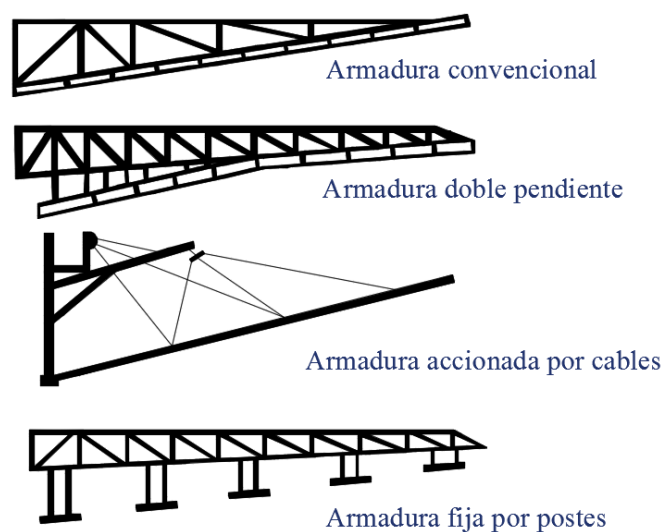
El diseño FLSmidth E-Volute coloca un eductor o una bomba en la línea para diluir, floccular y mezclar la pulpa antes de ingresar al pozo de alimentación. Otro sistema de dilución es el de alimentación forzada que consta de un sistema de bombeo en la parte superior del espesador para forzar la dilución de la alimentación conocidos como Turbodil de Outotec y P – Duc de FLSmidth (Shoenbrunn et al., 2019).

**Mecanismo de accionamiento.** El mecanismo de accionamiento para rotar los brazos es un reductor de velocidad a engranes que suministra una fuerza suficiente para el movimiento de los brazos. La fuerza instalada es de 5 a 30 veces mayor que las condiciones mayores a la operacional. La velocidad periférica del mecanismo de rastrillo suele ser entre 20 y 40 ft/min.

Los engranajes en el motor de transmisión están fabricados de acero y los dientes tienen un tratamiento térmico para soportar los esfuerzos. Para diversos trabajos se puede emplear una plataforma elevadora. El motor de transmisión, el eje y los brazos de rastrillo se elevan sobre una plataforma para eliminar la resistencia a la fricción y obtener una mayor estabilidad.

**Mecanismo de arrastre.** Los brazos del mecanismo de rastrillo ejercen una acción que arrastra los sólidos asentados hacia el punto de extracción. Cada brazo está unido al eje central y están diseñados para soportar la fuerza aplicada por el motor de transmisión. El diseño del rastrillo depende del porcentaje sólidos de la pulpa resultante del proceso de espesamiento. En la Figura 4.4-10 se muestra cuatro tipos de diseño de brazos comunes.

El diseño convencional es un diseño general de una armadura, es utilizado como un diseño estándar. El tipo doble pendiente se emplea para reducir la carga de rastrillado donde intervienen sólidos gruesos que se depositan en el fondo del tanque. La armadura con postes se utiliza para pulpas altamente tixotrópicas. Los brazos de columna central donde los brazos son tensados por un cable suspendido un braguero que se encuentra por encima del nivel de agua. A medida que el torque aumenta y supera un valor, los brazos se levantan para proporcionar un alivio. En general los brazos deben ser pesados para que otorguen un torque apropiado para que no se vea afectado por la flotabilidad en la pulpa.



**Figura 4.4-10** Diseños comunes de brazos. Adaptado de Weiss. (1985).

En trabajos no robustos se emplean dos brazos que rastrillen el diámetro del tanque, para trabajos pesados generalmente se emplean dos brazos largos y dos cortos. La pendiente del fondo del tanque está en función de la granulometría cada vez más pronunciada a medida que aumenta el tamaño de partícula. En algunas operaciones se emplea un fondo plano con cuchillas de rastrillo para una descarga periférica (Dahlstrom et al., 1985).

**Rastrillos.** Los rastrillos en conjunto con los brazos se mueven a través de la pulpa para su espesamiento y ayudar a descargar el producto. Regularmente los rastrillos tienen una pendiente de  $30 - 45^\circ$  respecto a la tangente del movimiento para empujar los sólidos hacia la descarga. Los rastrillos ayudan y mantienen una distribución uniforme de la pulpa en el fondo del espesador para evitar obstrucciones en el tanque espesador.

El mecanismo de rastrillo está diseñado para su aplicación en cada proceso, algunos rastrillos tienen un diseño aerodinámico de bajo perfil para ayudar a reducir el torque en las estructuras de rastrillos, otros más requieren una superficie mínima en los rastrillos o un diseño específico de puntas. En general, el diseño de los rastrillos depende del proceso, pero también debe cumplir con los requisitos del torque y deflexión de la estructura. Los rastrillos con punta se emplean, si los sólidos sedimentados tienden a acumularse en el fondo. Las puntas cortas los sólidos acumulados, mueven el material para los rastrillos puedan funcionar de manera correcta.

El movimiento de los rastrillos se logra con el movimiento de los brazos mediante la caja de transmisión provocando un par de fuerzas contra la resistencia de los sólidos espesados. Los espesantes tipo tanque puente pueden emplean engranajes rectos, helicoidales y reductores planetarios, por otro lado, los espesadores montados en columna emplean engranajes rectos.

Estos engranajes son los elementos de transmisión que regularmente son construidos de acero endurecido con un sistema de lubricación automático, cojinetes y una carcasa robusta. Se tienen dos métodos de potencia motriz desde accionamientos con un motor eléctrico o mediante un accionamiento hidráulico. Un accionamiento hidráulico ofrece características como arranques suaves, velocidad variable, indicación de torque por presión hidráulica, motores hidráulicos de baja velocidad y un alivio de presión como sistema de protección contra sobrecarga. Las desventajas son una baja eficiencia, el mayor costo, el mantenimiento y la complejidad del sistema. En comparación un motor eléctrico tiene un funcionamiento simple, cumple un sistema de protección contra sobrecarga del motor, medición de fuerza aplicada a la carga mecánica, velocidad variable, un arranque controlado y un sistema de monitoreo a distancia.

El tamaño del sistema de accionamiento de los brazos y rastrillos depende de la aplicación y características de los sólidos como la distribución de tamaño, gravedad específica, porcentaje de sólidos, diseño del rastrillo, uso de floculantes y la concentración de diseño para el flujo de descarga.

Un componente fundamental de los rastrillos son los elevadores que se utilizan para variar su elevación vertical entre 300 y 600 mm. Se utilizan en el diseño de puente o columna central y se accionan hidráulicamente. El rastrillo se levanta permitiendo que la pulpa espesada se acumule debajo del rastrillo. Luego, el rastrillo se introduce lentamente en la pulpa espesada para realizar su descarga.

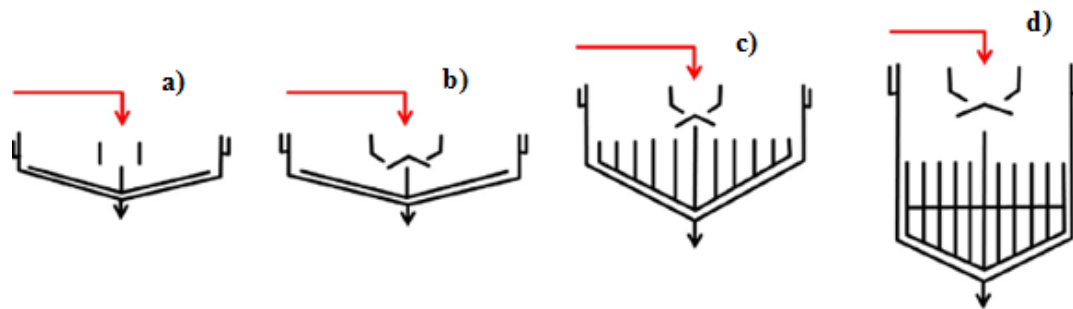
**Sistema de lavado.** Los tanques espesantes utilizan un sistema de lavado de efluente periférico para recolectar el derrame clarificado y llevarlo a un punto de descarga. El flujo efluente debe ser uniformemente hacia los lavadores alrededor de la periferia del tanque para no llevar un flujo de agua al espesador. Los vertederos son importantes porque ayuda a distribuir el efluente alrededor de la periferia del tanque, los vertederos se pueden incorporar al sistema de lavado o pueden ser elementos por separado y ajustables. Mediante este sistema el agua desborda hacia los vertederos en V o rectos, y fluye por gravedad al siguiente proceso o a un tanque para ser bombeado.

Otro método es el lavado de fuentes radial, la descarga se da en un solo punto en conjunto tubería bulliciosa. Este sistema se emplea en clarificadores de contacto con sólidos para ayudar a distribuir la eliminación de la parte clarificada de manera uniforme sobre la superficie del clarificador. La tubería bulliciosa consta de tuberías sumergidas con orificios para distribuir la descarga del efluente. El tamaño, la pendiente y el número de puntos de descarga en un sistema de lavado son determinados por el fabricante.

#### 4.4.1.1 EQUIPOS DE SEDIMENTACIÓN

Shoenbrunn et al. (2019) indican que los equipos de sedimentación se conocen como tanques espesadores y clarificadores. Una amplia variedad de diseños de equipos de sedimentación está disponible para la industria minera. La selección y dimensionamiento del equipo depende de los objetivos del proceso. Las características del diseño pueden variar no solo con los objetivos del proceso, sino también con la ubicación del proyecto y topografía, gravedad específica del material, tamaño de partícula y disponibilidad del material de construcción.

Los diseños de clarificadores se dividen en estándar, contacto sólido y de placas inclinadas. Por otro lado, los tanques espesadores se pueden dividir en convencionales, alta velocidad, alta densidad y espesadores de pasta, Figura 4.4-11 (Concha, 2014).

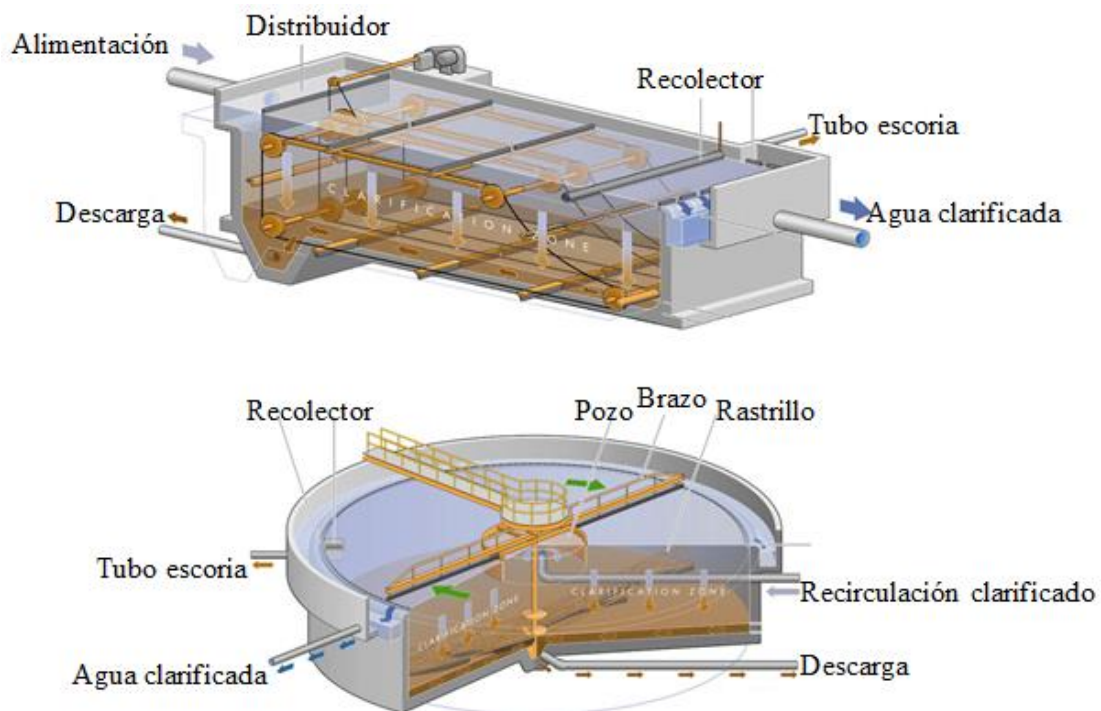


**Figura 4.4-11** Tipos de tanques espesadores. Leyenda: a) Convencional, b) Alta velocidad, c) Alta densidad y d) Pasta – Deep Cone. Adaptado de Wills y Finch (2016).

**Clarificadores estándar.** Estos equipos son utilizados en tareas de tratamiento de aguas y aguas residuales. Los elevadores de rastrillo no son necesarios porque no manejan una gran cantidad de sólidos, su apariencia es similar a un tanque espesador. Todos los clarificadores tienen dos zonas funcionales una zona de clarificación, donde ocurre el proceso de sedimentación por gravedad y una zona de espesamiento, en donde los sólidos sedimentados se acumulan. El agua clarificada se recolecta en la parte superior del tanque por un vertedero y canales de recolección que transporta los sólidos en el fondo del tanque. La profundidad de las zonas de clarificación se conoce como la altura de la zona de agua clara, mientras que la altura de la zona de acumulación de lodo se denomina profundidad de la capa de sedimentos, la suma de estas alturas se conoce como profundidad lateral.

El pozo de alimentación es de gran diámetro y una profundidad mayor que en los tanques espesadores, la altura de las paredes del tanque puede ser de tres metros o más. Estas características del clarificador proporcionan más tiempo para la floculación de la pulpa en el pozo de alimentación, una velocidad lenta y un mayor tiempo permiten un correcto funcionamiento del clarificador. En estos equipos es típico la adición de coagulantes y floculantes para aumentar la velocidad de sedimentación de partículas finas.

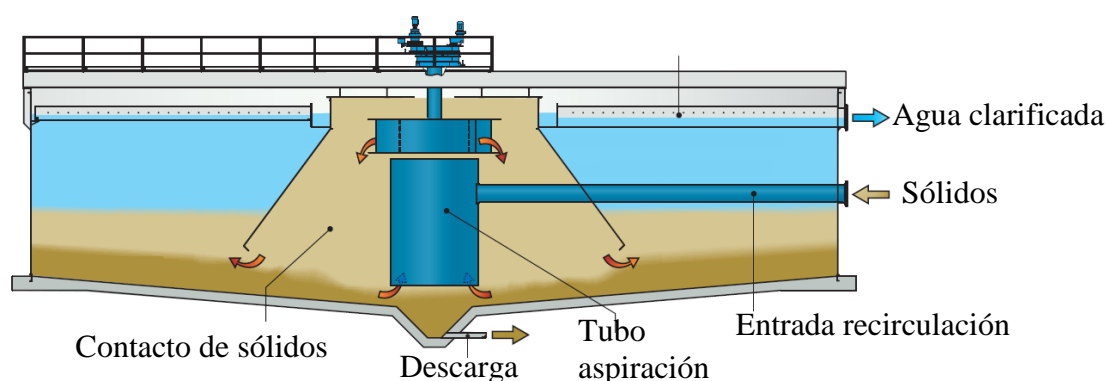
Existen dos diseños de clarificadores, estos pueden ser rectangulares y circulares (Ver, Figura 4.4-12). Los clarificadores rectangulares consisten en unidades con paredes internas en forma de canal con una entrada y una salida, regularmente construido de concreto. El depósito del tanque está equipado con un mecanismo de recolección del sedimento para transportar los sólidos a una tolva para su extracción controlada. La relación entre el largo y ancho del tanque es generalmente de 3.1 a 15.1. La longitud mínima del clarificador desde la entrada hasta la salida es de 3 metros y una profundidad del tanque entre 2 a 6 metros. El ancho de la unidad del tanque rectangular se selecciona en función de los tamaños estándar que varía de 2 a 6 metros. La alimentación se ingresa en un extremo mediante un distribuidor y un mecanismo de doble cadena transporta los sólidos sedimentados a una zona acumulación que bombea los sedimentos desde el fondo, el agua clarificada se desborda en uno de los extremos. Estos equipos se utilizan en proceso de deslamado de carbón fino, tienen la ventaja un costo de inversión bajo y pueden ser dispuestos en series para múltiples etapas; las desventajas es que tienen un tiempo de sedimentación alto y no son eficaces para pulpas con un alto contenido de sólidos.



**Figura 4.4-12** Clarificadores rectangulares y circulares. Adaptado de Votchkov (2017).

Un clarificador circular es una instalación redonda que consiste en una estructura de entrada, una zona de clarificación, una zona de acumulación de sólidos cónica y vertederos efluentes en la periferia del tanque. La pendiente de la sección cónica es de 1:10 a 1:12 dependiendo del tipo de mecanismo para la recolección del lodo. El diámetro del tanque varía de 3 metros hasta 100 metros. La altura del tanque varía de 2.5 a 5 metros. De acuerdo al tipo de alimentación los clarificadores se clasifican en alimentación central o periférica.

**Clarificadores de contacto de sólidos.** Este equipo está diseñado para recircular los sólidos, promover el contacto de partículas y reactivos floculantes para mejorar el asentamiento. Esto se puede realizar de manera externa bombeando una parte de la descarga de sólidos al pozo de alimentación. De igual forma se puede lograr internamente utilizando un tubo de aspiración y una bomba para extraer los sólidos en el fondo del tanque. De esta forma mezclando el flujo de alimentación y los sólidos depositados promueve una aglomeración, esto permite una clarificación mayor del agua, ver Figura 4.4-13.



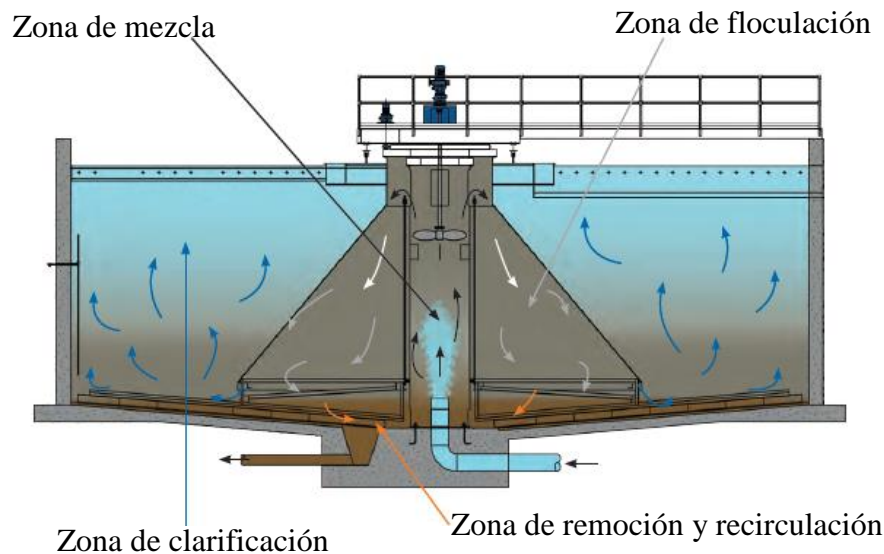
**Figura 4.4-13** Esquema de un clarificador de contacto de sólidos. Adaptado de WesTech (2017).

El objetivo de este diseño es maximizar el tamaño y concentración de aglomerados en la zona de transición a suspender una alta concentración de sólidos. Al formar flóculos pesados se aumenta la velocidad de sedimentación. Los rastrillos transportan los sólidos depositados al centro del fondo cónico para su extracción. El desbordamiento clarificado se elimina a través de un sistema de lavado radial que extrae agua en toda la superficie (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 2).

Estos equipos utilizan un pozo de alimentación largo para proporciona un tiempo de retención adecuado y permitir que tenga lugar la precipitación antes de que la pulpa entre a la zona de clarificación. Los reactivos floculantes se introducen en la zona de recirculación en conjunto con los sólidos se logra un asentamiento de los flóculos formados desde la recirculación del material llevando a cabo una floculación mejorada.

De acuerdo con WesTech (2014) una variante de los clarificadores de contacto de sólidos son los clarificadores CONTRAFLO. En estos clarificadores se tiene una unidad de mezcla, una hélice de recirculación, rastrillos de bajo perfil y un sumidero de sedimentos excéntrico (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 1).

El clarificador CONTRAFLO se tienen cuatro zonas: (1) zona de mezcla, (2) zona de reacción/floculación, (3) zona de clarificación y (4) zona de remoción y recirculación (Figura 4.4-14).



**Figura 4.4-14** Esquema de un clasificador de CONTRAFLO. Adaptado de WesTech (2014).

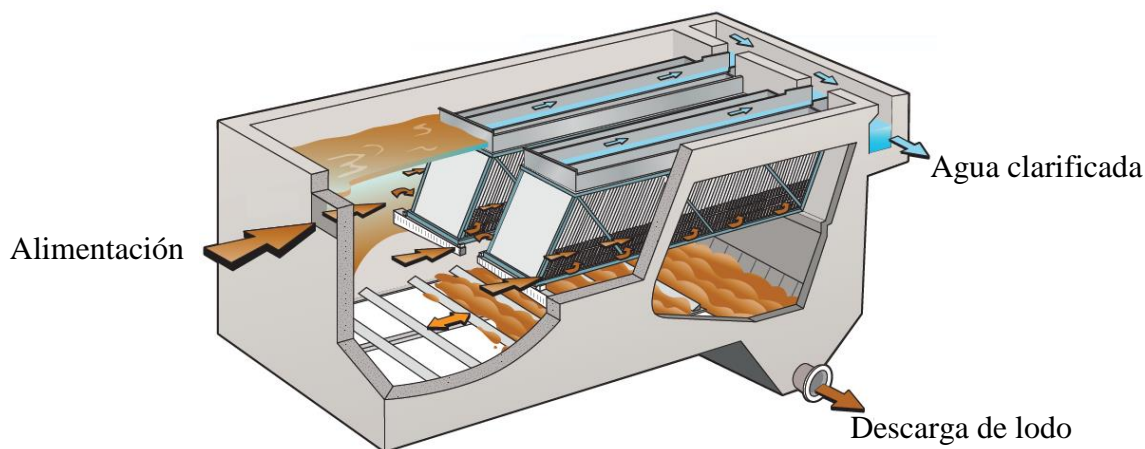
En la zona de mezcla los reactivos y la pulpa entran en contacto también con los sólidos precipitados. Una hélice recircula este flujo a la zona de reacción/floculación. La zona de reacción/floculación acelera la floculación por el contacto entre reactivos floculantes y los sólidos recirculados. Parte del flujo, se descarga en la zona de clarificación y el flujo restante se recircula dentro de la zona de mezcla.

En la zona de clarificación se reduce la velocidad del flujo de agua clarificada mediante el sistema de lavado radial que mantiene una zona de pulpa inerte, evitando que se transporten sólidos hacia los vertederos periféricos. Por último, en la zona de remoción y recirculación, los sólidos sedimentados son rastrillados para su descarga donde una parte pasa a través de una tolva y el resto se recircula por un tubo de aspiración para aumentar los sólidos en la zona de floculación.

**Clarificador de placas inclinadas.** En este equipo su método de operación se basa en permitir que los sólidos se depositen en una corta distancia hasta alcanzar un plano inclinando. Se emplean varias placas inclinadas para aumentar el área de sedimentación en un tanque pequeño. Las placas se colocan en un ángulo de 45 a 60 grados para permitir que los sólidos sedimentados se separen, los sólidos se deslizan y el agua se desborda en la Figura 4.4-15 se ilustra este clarificador. Los sedimentos se rastrillan para ingresar a una zona de acumulación para su descarga.

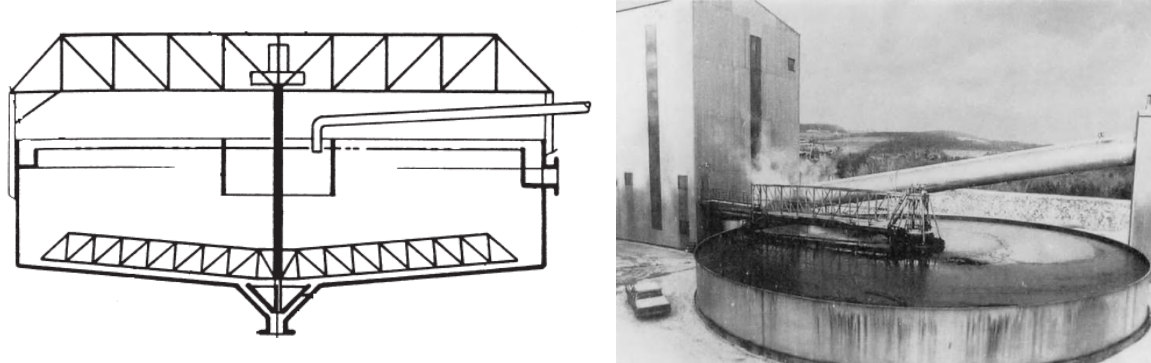
Las placas se encuentran a una separación de 50 mm, aunque esto puede variar dependiendo de la operación. La abertura entre cada conjunto de placas está diseñada para crear una caída de presión a través de las placas, asegurando que el flujo se distribuya uniformemente. Estas unidades resultan efectivas para colocar una gran cantidad en un área pequeña, su principal ventaja es el aumento de área de asentamiento por unidad de área, pero son susceptibles a la acumulación y obstrucción de los sólidos. Se utilizan para aplicaciones de clarificación con

caudales pequeños que van hasta  $200 \text{ m}^3/\text{h}$  por unidad (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 3).



**Figura 4.4-15** Esquema de un clasificador de placas inclinadas. Adaptado de WesTech (2017).

**Tanques espesadores convencionales.** Wills y Finch (2016) señalan que consiste en un tanque cilíndrico cuyo diámetro varía aproximadamente de 2 a 50 m de diámetro y una profundidad de 17 metros. El clarificado se derrama en la periferia, mientras que los sólidos se depositan en el fondo del tanque que se retiran como una pulpa espesa desde una descarga en el centro (Ver, Figura 4.4-16).



**Figura 4.4-16** Esquema de un tanque espesador convencional. Tomado de Burroughs (1991)

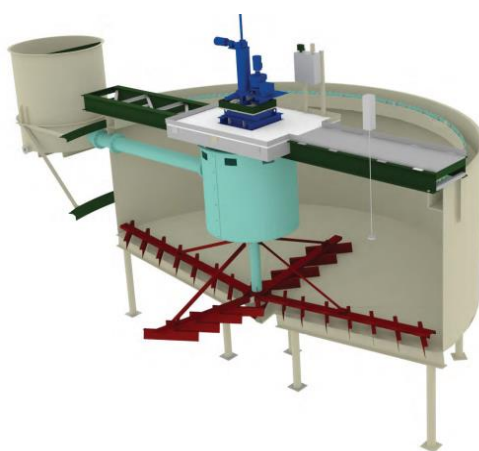
Las características generales de estos equipos son un sistema de rastrillos, un pozo de alimentación, un puente que soporta la tubería de alimentación y un sistema de lavado. Estos tanques pueden ser de puente o columna central.

Burroughs (1991) menciona que se deben de seguir varios procedimientos operativos para obtener una eficiencia del tanque espesador:

1. Se debe de mantener una reserva de la solución clarificada de unos cuantos pies para cuidar cualquier lote de mineral que tenga una velocidad de sedimentación lenta.
2. No se debe de permitir que se acumule una capa de lodo en el fondo del espesante, si esto no se evita se reduce el volumen efectivo del espesante y la eficiencia de la sedimentación se ve afectada.

3. Si el espesante se sobrecarga por un instante, se puede ajustar considerando dos escenarios: (1) bombear rápidamente a través de la descarga y retirar el producto sedimentado y (2) disminuir la velocidad de alimentación.
4. Si hay una falla de energía o un apagado temporal, los rastrillos deben elevarse lo más alto posible y también los más rápido posible. Esto evitará que los sólidos se depositen sobre los rastrillos y se atasque impidiendo su movimiento cuando vuelva a operar.

**Tanques espesadores de alta velocidad.** Este nombre se aplica a los tanques que pueden manejar un alto tonelaje debido a la dosificación de flocculantes. Estos equipos tienen pozos de alimentación más largos que llevan un porcentaje de la alimentación directamente a su sedimentación, ver Figura 4.4-17. No existe una zona de sedimentación en este tipo de tanques.



**Figura 4.4-17** Esquema de un tanque de alta intensidad (HiFlo). Tomado de WesTech (2015).

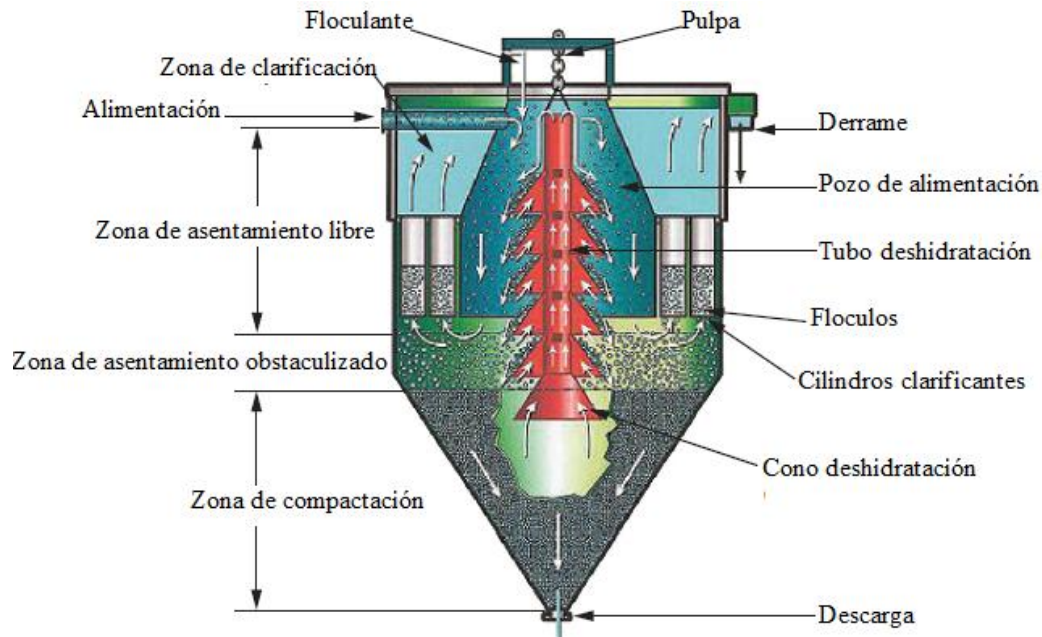
Shoenbrunn et al. (2019) mencionan que el desarrollo de flocculantes sintéticos permite una alta velocidad y una alta capacidad en este tipo de tanques. El tamaño o rendimiento de estos tanques espesadores dependen de la dosis de flocculantes y concentración de sólidos de la pulpa. Estos tanques utilizan un sistema de dilución de alimentación cuando la densidad de la pulpa alimentada está por encima del valor para una sedimentación óptima. El tamaño de estos tanques se encuentra limitado por los costos de capital y operativos.

Los espesantes de alta velocidad pueden tener un diámetro hasta de 65 metros, en su mayoría son tanques de columna central que pueden procesar un gran tonelaje. El porcentaje de sólidos en la alimentación depende de la aplicación que puede ir del 1% – 15 % para obtener una pulpa con un porcentaje que va de 50 % – 70 % de sólidos.

Una variante de estos tanques de alta capacidad son los tanques espesadores sin rastrillos, es un diseño relativamente nuevo que utiliza un tanque profundo y un cono de fondo para lograr espesar la pulpa eliminando el sistema de rastrillado. El diseño maximiza el rendimiento del equipo en un diámetro pequeño, este tanque integra una alta velocidad de sedimentación, flocculación y dilución interna, seguido de la clarificación, recolección y eliminación de la pulpa espesada en un solo tanque.



Este tanque incorpora un diseño único de alimentación que garantiza la floculación óptima de los sólidos, esto combinado con sus conos de drenaje únicos que proporcionan un alto rendimiento. Los conos de deshidratación proporcionan una rápida eliminación del agua de la zona de sedimentación y compactación, el agua se libera por la compactación siendo desplazada y eliminada por los conos de deshidratación hacia la zona de clarificación. En la Figura 4.4-18 se muestra el principio de funcionamiento, actualmente los proveedores son FLSmidth (Eimco E-CAT) y WesTech (AltaFlo).



**Figura 4.4-18** Flujo en un tanque Eimco E-CAT. Adaptado de Dune, Kawatra & Young (2019).

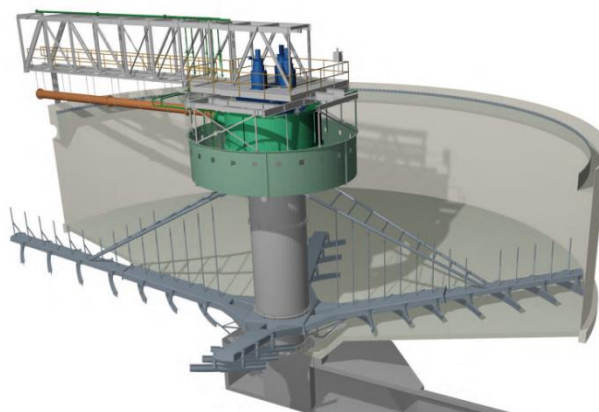
FLSmidth (2010) menciona que la pulpa se alimenta por la parte superior y se canaliza por el pozo de alimentación donde se ponen en contacto con floculantes y agua clarificada recirculada. La turbulencia en esta zona proporciona una mezcla para la dilución y floculación de la pulpa. Las partículas sólidas se aglomeran rápidamente y comienzan a asentarse en el fondo del tanque. Cuando se compactan en el fondo estrecho se proporciona una máxima compactación que libera agua y la desplaza para pasar a través de los conos de deshidratación, cuando el agua ingresa a los conos se recircula a la alimentación.

Estos equipos operan de manera continua y no se puede utilizar para almacenamiento. La falta de un mecanismo de rastrillo y un diámetro pequeño lo hace un equipo económico. Algo en contar en su diseño es que no pueden alcanzar la misma densidad en la descarga que los tanques espesadores con un sistema de rastrillo. El diseño permite la clarificación del agua mientras se espesa la pulpa y la eliminación de rastrillos disminuye el mantenimiento (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 4 y Material 5).

**Tanques espesadores de alta densidad.** Concha (2014) señala que los tanques de alta densidad son similares a los tanques de alta velocidad, pero con una sección cónica más pronunciada en la descarga y tanques cilíndricos más altos. Esta altura adicional provoca una mayor presión sobre los sedimentos en el fondo del tanque, otorgando una descarga con un alto porcentaje de sólidos.

Estos equipos son reconocidos como una extensión del tanque espesador de alta velocidad, utilizando una sección cilíndrica más alta que aumenta la fuerza de compresión que ejerce el sedimento. Estos tanques en comparación con los de alta velocidad tienen una altura mayor de 1 – 3 metros en la pared. Utilizando floculantes, el lecho más profundo aumenta la compresión de los sedimentos y el sistema de rastrillados, otorga una mayor eficiencia en pulpas con una alta densidad.

En la sección cónica de la descarga es esencial usar una mayor pendiente para facilitar el transporte de la pulpa y requiere de un torque dos o cinco veces mayor que los tanques de alta velocidad. La Figura 4.4-19 muestra la geometría de un tanque espesador de alta densidad, estos equipos tienen un diámetro promedio de 3 – 60 metros, altura hasta de 8 metros, y pendiente en la sección cónica que van de 14 a 20 grados.



**Figura 4.4-19** Esquema de un tanque de alta densidad (HiDensity). Tomado de WesTech (2015).

**Tanques espesadores de pasta.** Estos tanques espesadores tienen un diseño más alto y delgado en comparación con los tanques espesadores de alta densidad. Con tanques espesadores convencionales y de alta velocidad se obtienen un porcentaje de sólidos del 65 % – 70 % y cuando se habla de una pasta se trata de un contenido del 80 % -85% de sólidos.

Klepper et al. (1998) y Slottee et al. (2003) definen a una pasta como una mezcla de sólidos y líquidos a una concentración de sólidos donde el líquido se retiene entre las partículas individuales mediante una carga de partículas coloidales que unen el agua a las partículas. Generalmente, una pasta es una mezcla homogénea de partículas gruesas y finas, para producir un fluido como una alta viscosidad y una mínima liberación de agua.

En general una descarga con la consistencia de pasta se puede lograr en tanques de alta velocidad o tanques de alta densidad, actualmente los tanques de pasta son los equipos seleccionados para lograr una pulpa de alta densidad. Su diseño estrecho y profundo aprovecha al máximo las fuerzas de compresión de los sedimentos para el desagüe y proporciona el tiempo suficiente para espesar la pulpa hasta obtener una consistencia pastosa (Shoenbrunn et al. ,2019).

La relación altura y diámetro del tanque es frecuentemente 1:1 con diámetros de 3 – 24 metros, ver Figura 4.4-20. El torque del mecanismo de rastrillados debe ser de 5 a 10 veces mayor que los tanques de alta velocidad y alta densidad. La pendiente de la sección cónica es de 30 y 45 grados para ayudar a la descarga de la pasta. El mecanismo de rastrillo está especialmente diseñado para estos tanques profundos y son capaces de lograr una descarga central de la pasta sin causar la rotación de los sólidos dentro del tanque.



**Figura 4.4-20** Esquema de un tanque de pasta. Tomado de WesTech (2015).

Para la descarga de la pasta en los tanques espesadores a medida que aumenta la viscosidad de la pulpa se emplean bombas de desplazamiento positivos. El dimensionamiento de los tanques espesadores de pasta se realiza examinando las propiedades físicas de las pulpas a procesar y determinando la velocidad de formación de la pasta a diferentes cantidades de floclantes. Las propiedades reológicas, como el asentamiento, se miden a diferentes concentraciones de sólidos para los diversos minerales a procesar. En función de estos ensayos se selecciona una velocidad de formación para permitir la producción de la pasta como se desee. El diámetro y altura del tanque se seleccionan para cumplir con los requisitos obtenidos para la producción de la pasta (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 6).

#### 4.4.1.2 DISEÑO DE UN TANQUE ESPESADOR

Varios proveedores como WestTech, FLSmidth, Outotec y McLanahan ofrecen diversos diseños de tanques espesadores convencionales, alta velocidad, alta compresión y pasta. Sin embargo, cada instalación es única y el diseño del tanque debe considerar las características de la pulpa y especificaciones de la operación. Los aspectos a considerar en el diseño de un tanque espesador son:

- Tiempo de retención.
- Diámetro del espesador con la relación a la altura de la pared del tanque.
- Ángulo inferior del tanque.
- Selección de los floculantes.
- Profundidad del lecho de sólidos sedimentados.
- Diseño y operación del sistema de rastrillado.
- Diseño y operación del sistema de bombeo.

La base para el diseño de un tanque espesador se basa en la velocidad de sedimentación de las partículas y determinación de las condiciones para obtener la mínima perturbación del medio. Las secciones cilíndricas de los tanques con fondos cónicos o planos minimiza la turbulencia del agua.

El criterio principal para el diseño es determinar la relación entre la velocidad de sedimentación y dimensiones del tanque. La velocidad de sedimentación para una pulpa específica se puede determinar en el laboratorio. En general la prueba consiste en determinar el movimiento descendente de la pulpa hasta lograr una clarificación, velocidad de sedimentación en primera estancia es constante, pero disminuye a medida que el movimiento de las partículas finas se vuelve lento hasta que se logra la separación entre sólidos y líquido. Cuanto más profundo es el recipiente y más tiempo se tenga para la sedimentación, se obtendrá una mayor clarificación en la parte superior.

King (1978) menciona que algunos factores que influyen en el dimensionamiento de los tanques espesadores son el área, tiempo de detención, velocidad de la descarga y derrame.

**Área.** El área es importante en un tanque espesante porque proporciona el suficiente tiempo de retención para permitir que la partícula de sedimentación más lenta llegue al fondo del tanque. El tamaño del tanque espesante se expresa en área por unidad de peso de sólidos secos.

**Tiempo de retención.** Es el tiempo proporcionado para permitir la separación de las partículas de sedimentación lenta. En una operación ideal en un tanque espesador, los sólidos en la alimentación que se descargan en el fondo del tanque deben moverse de manera continua hacia el punto de extracción al entrar a la zona de compresión. La pulpa que se detiene en la zona de compresión, se proporciona el tiempo adecuado para el espesamiento hasta obtener la densidad final, un tiempo de retención alto provoca una sobrecarga en la zona de compresión. La velocidad de la descarga del lodo debe controlarse para buscar la máxima compresión de los sedimentos garantizando el nivel óptimo de pulpa en el tanque.

**Velocidad del derrame.** La velocidad del flujo ascendente debe evitar la generación de una turbulencia excesiva que impida la separación de los sólidos y el líquido, y no sea mayor que la velocidad de sedimentación de la partícula floculada.

Gupta y Yan (2016) indican que la base cuantitativa para diseñar el área de un tanque espesador son:

1. Velocidad de sedimentación.
2. Velocidad de alimentación y descarga de los sedimentos.

Coe y Clevenger (1917) señalan que al determinar el área del tanque espesador se puede asumir que el líquido que se libera y se mueve a la zona clarificada siempre es mayor que el movimiento de los sedimentos hacia el fondo del tanque. En un proceso de sedimentación continuo se debe de mantener un equilibrio entre la velocidad del desbordamiento del líquido clarificador y la velocidad de la descarga del sedimento. La masa del líquido que fluye hacia la zona de clarificación está dada por:

$$(F - U)Q_{M(F)} \text{ [t/h]} \quad (4.4.5)$$

Donde:

- $F$ : Relación sólido/líquido en la alimentación
- $U$ : Relación sólido/líquido en la descarga
- $Q_{M(F)}$ : Sólidos alimentados en toneladas por hora.

Cuando el sistema se encuentra en equilibrio, la velocidad ascendente del líquido es igual a la velocidad descendente de los sólidos. Es así que " $v_s$ " es la velocidad de sedimentación, " $A$ " es el área de la sección transversal del tanque, en  $m^2$  y  $\rho_L$  es la gravedad específica del líquido por lo tanto el equilibrio está dado por:

$$\left(\frac{F - U}{A(\rho_L)}\right) Q_{M(F)} = v_s \quad (4.4.6)$$

Para estimar el área de un tanque espesador requerida para asentar una pulpa específica se emplea la expresión:

$$A = \left(\frac{F - U}{v_s(\rho_L)}\right) Q_{M(F)} \quad (4.4.7)$$

Para el dimensionamiento se realizan pruebas de asentamiento en probetas de dos litros y se determina el valor de la velocidad de sedimentación para la pulpa. El valor máximo de " $A$ " se toma como el área de diseño del tanque.

Conociendo los valores de  $v_s$  y  $F$ , se puede conocer el área requerida para diversas diluciones de pulpa registrando la velocidad de sedimentación. La dilución que corresponde al valor máximo de " $A$ " representa la capacidad mínima para el manejo de los sólidos a una dilución crítica. Al valor del área máxima se aplica un factor de seguridad entre 1.2 y 1.25, para unidades con un diámetro hasta 15.2 metros de diámetro, se tiene un factor de seguridad de 1.3 - 1.5 para tanques con un diámetro mayor de 15.2 metros (Dahlstrom, 2003; Gupta y Yan, 2016).

Burroughs (1991) señala que una expresión para estimar la velocidad de asentamiento asumiendo que las partículas son esféricas es:

$$v_s = \frac{2}{9} \left( \frac{\rho_p - \rho_l (r^2 - g)}{\mu} \right) [cm/s] \quad (4.4.8)$$

Donde:

$\rho_p$ : Gravedad específica de la pulpa., g/cc

$\rho_l$ : Gravedad específica del líquido transportador, g/cc

$r$ : Radio de las partículas, cc

$g$ : Fuerza de gravedad, 981 cm/s<sup>2</sup>

$\mu$ : Viscosidad del líquido, poise. En el caso del agua 0.01008 poises.

Wills y Finch (2016) indican que otro método ampliamente utilizado es el propuesto por Coe y Clevenger que requiere de múltiples pruebas de lotes a diferentes densidades de pulpa antes de llegar a un área máxima. Las pruebas de sedimentación por lotes permiten desarrollar la curva de asentamiento que es la base para el diseño de los tanques espesadores, y el modelo de Kynch (1952) resulta una alternativa para obtener el área requerida a partir de la curva establecida por la prueba por lotes y es la base de varias teorías de espesamiento.

Las expresiones de Coe y Clevenger (1917) no contemplan la adición de floculantes, arrastrando un error en la estimación del área de la sección transversal. Para solucionar este problema se recurre al modelo de Kynch, dicho modelo permite la estimación del área analizando la curva de sedimentación.

Considerando una mezcla de partículas sólidas y un fluido contenido en un recipiente, suponga que la pulpa cumple con todos los requisitos para ser considerados como un medio continuo, mediante los siguientes supuestos de Kynch:

1. Todas las partículas sólidas son del mismo tamaño, forma y densidad por lo tanto la sedimentación no se produce por ninguna de estas diferencias, su tamaño es pequeño respecto al recipiente en el que están contenidas.
2. Los sólidos y el fluido son incompresibles.
3. No hay transporte de masa entre el sólido y el fluido.
4. La velocidad relativa de los sólidos – fluido en la pulpa es función de la concentración de sólidos únicamente.
5. La concentración de sólidos es la misma en cualquier plano horizontal del recipiente.

De esta forma el supuesto 1 y 3 permiten establecer una velocidad de sedimentación única para todas las partículas. El supuesto 2 establece que la densidad del material es constante para la pulpa; la suposición 4 es clave para la teoría de Kynch, que permite la suposición de la velocidad de asentamiento.

Las pulpas que cumple con los supuestos 1 - 4 reciben el nombre de una pulpa ideal y se considera una superposición de dos medios continuos. Esta idealización no existe en realidad, pero muchos materiales se comportan como una mezcla de sólidos / fluido ideal, permitiendo una buena aproximación del asentamiento de los sólidos.

La concentración de sólidos en una pulpa es una función de tres dimensiones en el espacio, el supuesto 4 permite describir la pulpa en una sola dimensión espacial, bajo esta condición la concentración depende de una dimensión espacial y del tiempo. Esto define el concepto de un tanque espesante ideal donde no tiene un efecto en la pared.

Concha (2014) señala que todos los modelos relacionados con la sedimentación usan el concepto de una pulpa ideal. La razón es el modelado del mecanismo de alimentación y descarga de los espesantes y el mecanismo de rastrillos que demuestra que la distribución de la concentración en un espesante industrial es unidimensional.

La sedimentación de una pulpa ideal se describe mediante la concentración de sólidos, la velocidad de sedimentación de los sólidos y la velocidad del componente clarificado. La sedimentación de los sólidos se puede realizar de manera discontinua o continua, la sedimentación discontinua o por lotes se usa en el laboratorio para este caso el espesante ideal se llama columna de sedimentación.

Cuando una pulpa ideal se asienta bajo el efecto de la gravedad en una columna de sedimentación se distinguen los siguientes pasos:

- Antes de que comience la sedimentación, la pulpa se homogeniza por agitación.
- Cuando comienza la sedimentación, todas las partículas se depositan a la misma velocidad llevando a cabo una sedimentación obstaculizada por la presencia de otras partículas que dificultan la sedimentación individual de cada partícula.
- Las partículas que alcanzan el fondo de la columna cubren toda el área de la sección transversal de la columna desarrollando el sedimento.
- En un tiempo " $t$ " se llega a un punto crítico donde la sedimentación se termina.

En la Figura 4.4-21 se muestra una curva de sedimentación hipotética donde se observa que, en las etapas iniciales, la velocidad de sedimentación en cada plano de la columna es constante. Cuando la velocidad de sedimentación disminuye, la zona de líquido clarificado y los sedimentos encuentran en la zona de transición donde la curva se aplanan.

En el tiempo  $t=0$ , la altura de la interface es  $H_0$ . Bajo este comportamiento la concentración de sólidos es uniforme a través de la columna, a cualquier altura " $H$ " la concentración de sólidos es la misma en cualquier plano. Para una pulpa dispersa, los sólidos comienzan a asentarse a una velocidad uniforme en función de la concentración de sólidos.

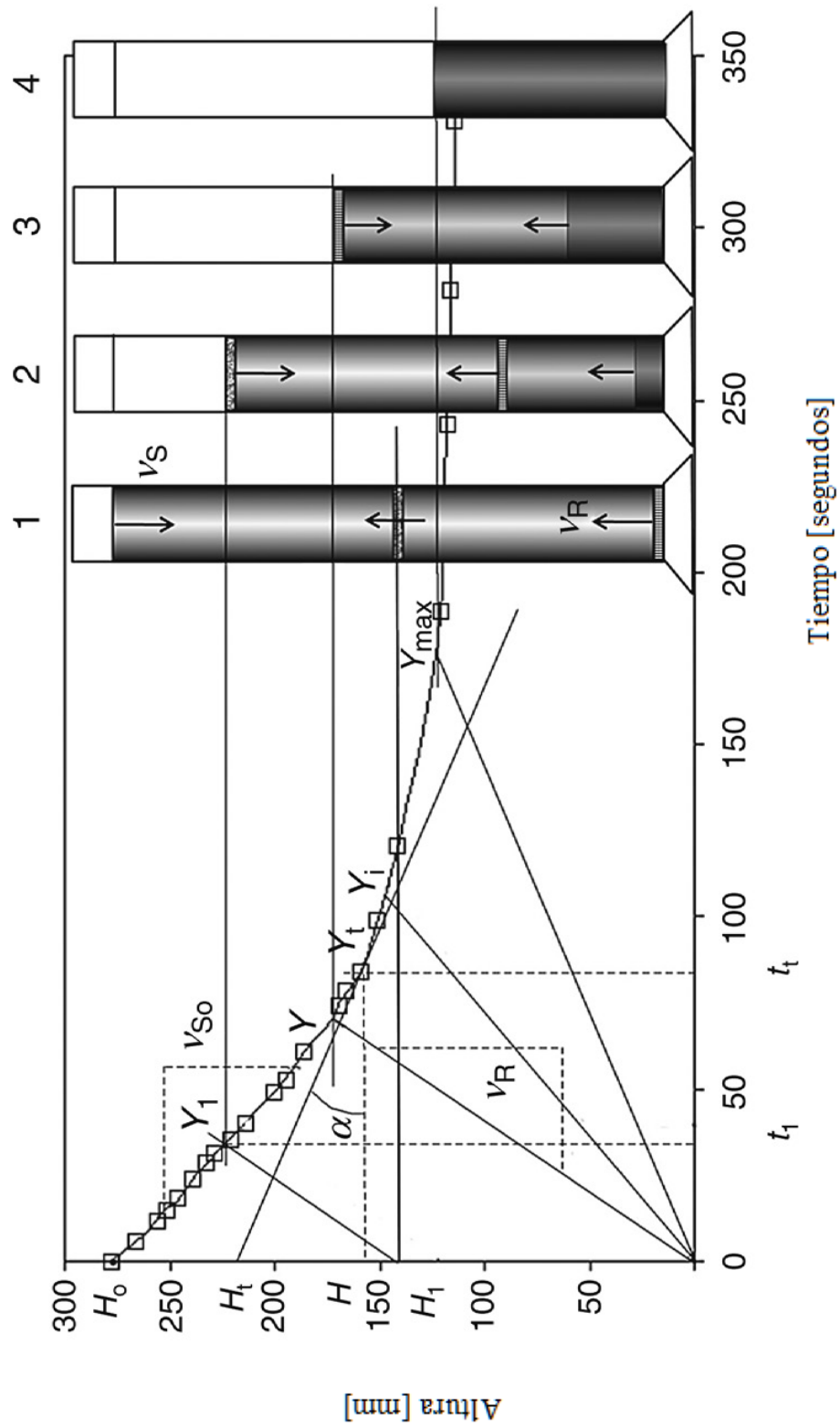


Figura 4.4-21 Curva de sedimentación interpretación de Kynch. Adaptado de Gupta y Yan (2016).



Cuando los sólidos se acumulan en el fondo, el límite entre los sólidos sedimentables y la concentración de la pulpa inicial aumenta. Cuando la zona de clarificación y sedimentos se encuentran la sedimentación cambia de velocidad y se controla mediante la liberación de agua por la compactación. Esto genera una velocidad de ascenso, desde el fondo del tanque que está dada por:

$$V_R = \frac{dH}{dt} \quad (4.4.9)$$

Las líneas "Y" la concentración de sólidos en la probeta hasta llegar al fondo del cilindro alcanzando la máxima concentración de sólidos. De acuerdo a Kynch, al trazar una tangente a la curva de sedimentación en un punto  $Y_t$  su pendiente corresponde a la velocidad de sedimentación. La interacción de la tangente con el eje "Y", "H" corresponde a la altura de la pulpa a una concentración de sólidos "C".

Considerando este modelo de Kynch el diseño de un tanque espesador, al realizar una tangente a la curva de asentamiento en cualquier punto (Figura 4.4-22) se tiene:

$$C_i H_i = C_0 H_0 \quad (4.4.10)$$

Donde "H" es la altura en centímetros corresponden a una interface a una pulpa uniforme de una concentración "C" en kg/l en el punto donde se trazó la tangente "C<sub>0</sub>" es la concentración original de los sólidos en la alimentación y "H<sub>0</sub>" es la altura original de la interface. En consecuencia, se puede construir una gráfica de la velocidad de sedimentación en cada concentración de sólidos a partir de una curva de sedimentación.

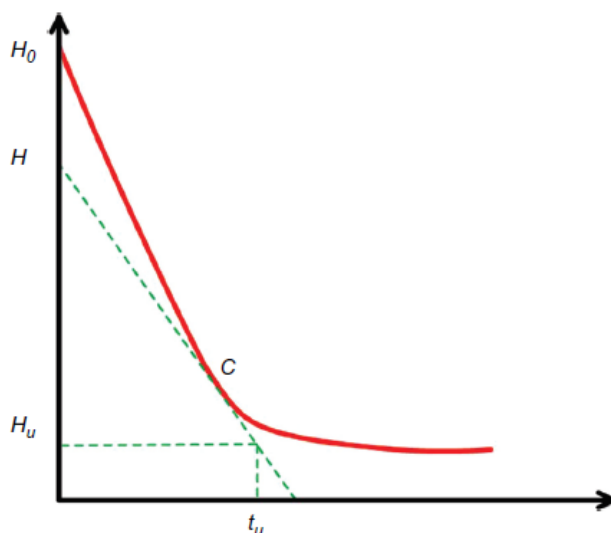


Figura 4.4-22 Curva de sedimentación por lotes. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Por lo tanto, para cualquier punto seleccionado en la curva de asentamiento, la concentración en un tiempo "t" se puede conocer y la velocidad de sedimentación de la tangente en ese punto con la expresión de Coe y Cleverger. Es decir, para una pulpa se tiene una concentración de sólidos "C" (kg/l), el volumen ocupado por los sólidos en un litro de pulpa es  $C/d$  que es la concentración de sólidos. Donde d es la densidad del sólido seco en kg/l.

El peso del agua en un litro de pulpa es:

$$1 - \frac{C}{d} = \frac{d - C}{d} \quad (4.4.11)$$

La relación de sólidos / agua en peso está dado por:

$$\frac{d - C}{dC} \quad (4.4.12)$$

Para pulpas con una concentración "C" de sólidos kg/l y "Cu" de sólidos kg/l, la diferencia en la relación de sólidos / agua es:

$$\frac{d - C}{d(C)} - \frac{d - C_u}{d(C_u)} \quad (4.4.13)$$

Con los valores de concentración de sólidos obtenidos y las velocidades de sedimentación se pueden sustituir en las expresiones de Coe y Clevenger:

$$A = \left( \frac{1}{C} - \frac{1}{C_u} \right) \frac{Q_{M(F)}}{v_s} \quad (4.4.14)$$

Donde:

$Q_{M(F)}$ : Caudal másico de sólidos secos alimentados al tanque espesador, t/h

$v_s$ : Velocidad de sedimentación, m/h.

$C_u$ : Concentración de sólidos en la descarga, t/m<sup>3</sup>

C: Concentración de sólidos en la alimentación, t/m<sup>3</sup>

Donde "A" esta dado en metros cuadrados y "C" esta dado en toneladas sobre metro cúbico. Por lo tanto, la velocidad de sedimentación de las partículas en la concentración de un punto específico es:

$$R = (H - H_u)/t_u \quad (4.4.15)$$

El punto en el cual la curva de asentamiento donde los sólidos entran a compresión, corresponde al punto crítico de sedimentación. El punto crítico o punto de compresión se dibuja tangente a la curva intersectando la ordenada "H" como se observa en la Figura 4.4-23.

Keane (1986) indican que la estimación del área requerida para depositar una tonelada de sólidos por unidad de tiempo está dada por:

$$A = Q_{M(F)} \frac{t_u}{C_0 H_0} \quad (4.4.16)$$

Donde:

$C_0$ : Concentración de sólidos en la alimentación, t/m<sup>3</sup>

$H_0$ : Altura inicial de la columna, m

$t_u$ : Determina trazando la tangente a la curva de sedimentación en el punto crítico donde el cambio de la pendiente es máximo, ver Figura 4.4-23 en horas.

$Q_{M(F)}$ : Caudal másico de sólidos secos alimentados al tanque espesador, t/h

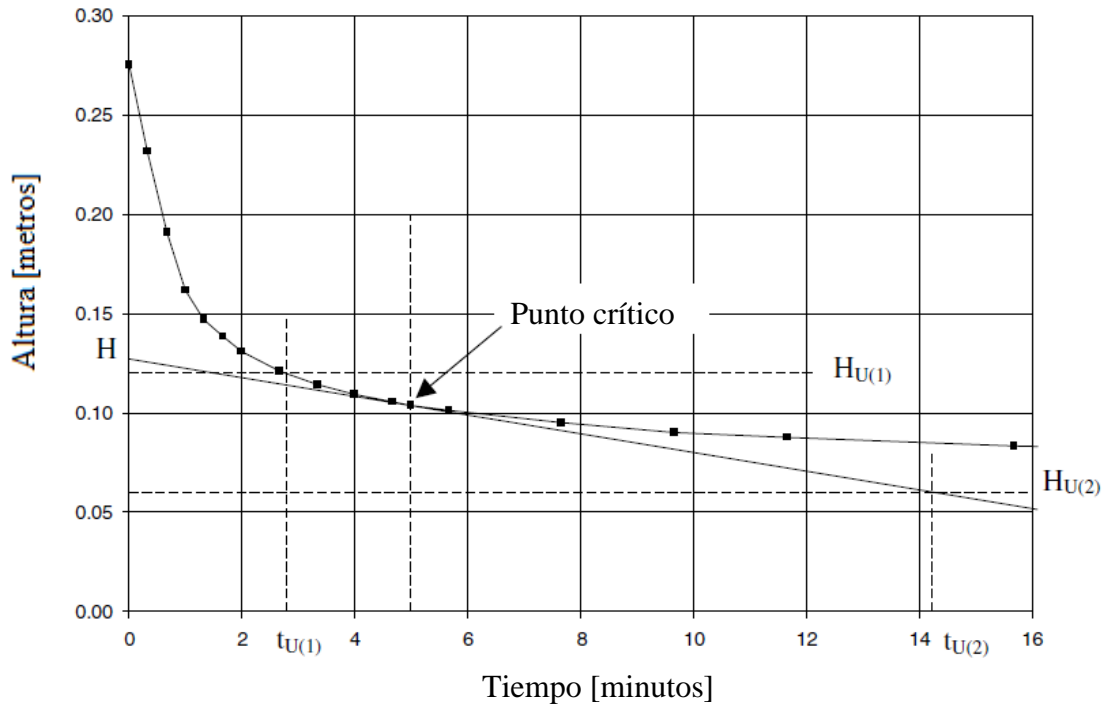


Figura 4.4-23 Ubicación del punto crítico en una curva de sedimentación. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Esta es la concentración crítica que requiere la mayor área. La intersección de la tangente con la horizontal "H". El área máxima del tanque espesador se obtiene cuando la tangente se dibuja a través del punto de crítico en la curva de sedimentación. Esta tangente otorga el valor mayor para  $t_u$  donde la concentración de sólidos requiere la mayor área de la unidad. Cuando la línea, corresponde a  $H_U$  y se cruza con la curva de sedimentación por encima del punto de compresión, el valor de  $t_u$  corresponde al área máxima del tanque.

La velocidad de derrame se puede medir fácilmente siempre que se conozca la velocidad de alimentación y velocidad de la descarga es constante. La velocidad de derrame está relacionada con la velocidad de elevación del agua libre por la compresión de los sólidos. El área de tanques se puede expresar como:

$$A = \frac{Q_{M(F)}}{v_0} \left( \frac{C_U - C_F}{C_U} \right) \quad (4.4.17)$$

Donde:

$v_0$ : Velocidad de elevación, m/h

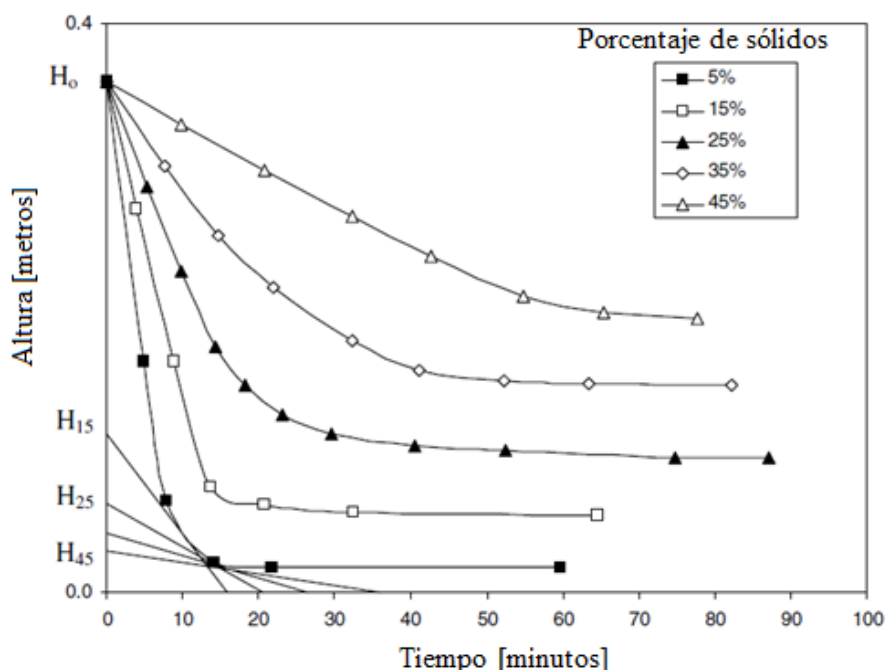
$C_U$ : Concentración de sólidos en la descarga, t/m<sup>3</sup>

$C_F$ : Concentración de sólidos en la alimentación, t/m<sup>3</sup>

Para el cálculo del tanque es importante la identificación el punto crítico de manera gráfica trazándolo en las curvas de sedimentación. Los resultados obtenidos con los métodos de estimación son similares con las pruebas por lotes (Wills y Finch, 2016).

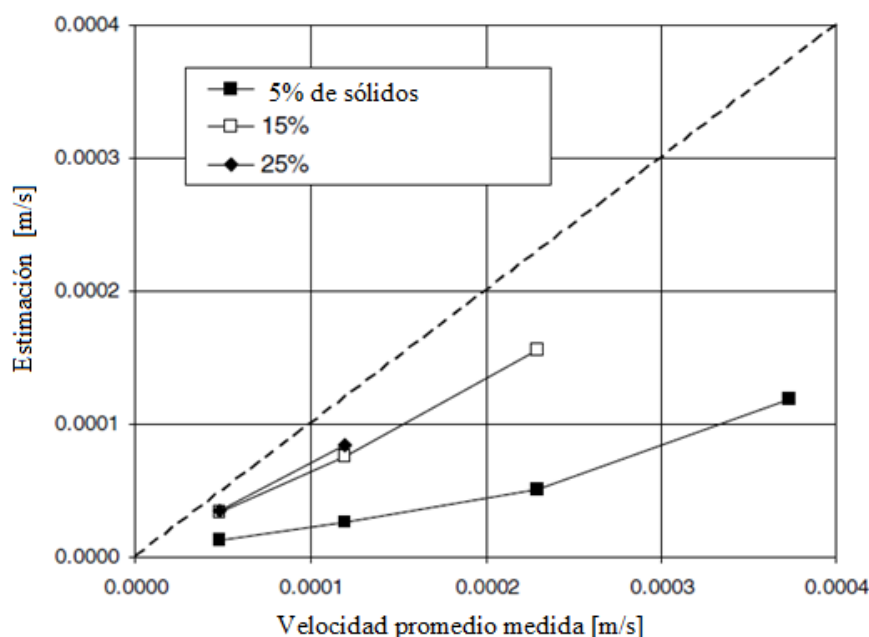
Con esta metodología se puede trazar diferentes tangentes a curvas de sedimentación para diferentes concentraciones de sólidos y estimar las velocidades de sedimentación para compararlas con las velocidades de sedimentación medidas en el laboratorio. Un ejemplo se muestra en la Figura 4.4-24 donde se observa la construcción de una curva de sedimentación

con una concentración inicial de 5 % de sólidos. Las estimaciones de las velocidades de sedimentación del mayor porcentaje de sólidos se obtienen con cada curva de 5 %, 15 %, 25 %, 35 % y 45 % de sólidos.



**Figura 4.4-24** Curva de sedimentación para diferentes porcentajes de sólidos. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

En la Figura 4.4-25 se muestra las velocidades de sedimentación medidas a partir de la curva para la concentración de sólidos de 5 %, 15 % y 25 %. Conservando una correlación estrecha con una concentración de sólidos del 15 %. Las estimaciones construidas con la curva del 25 % de sólidos son similares a los obtenidos con la curva del 15 % de sólidos.

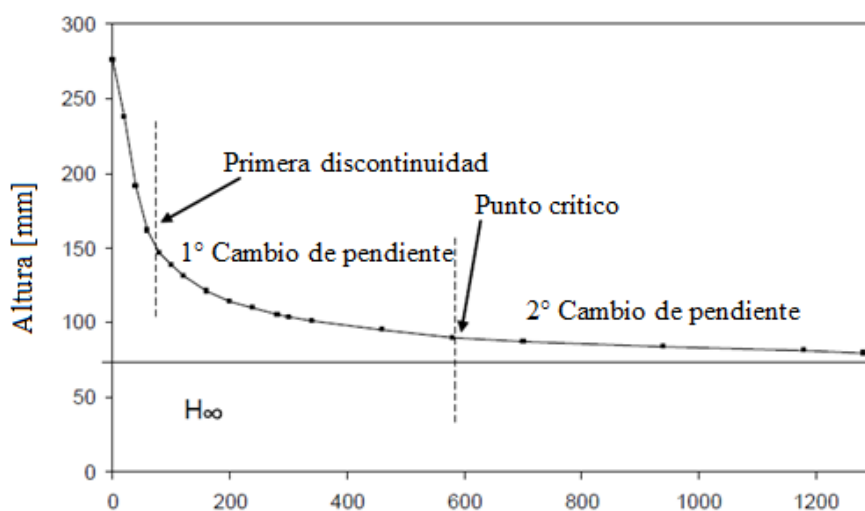


**Figura 4.4-25** Estimación de Kynch Estimación – velocidad promedio. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Gupta y Yan (2016) señalan que la teoría de Kynch no considera la floculación de pulpas minerales, sin embargo, otorga resultados satisfactorios para usarse en el diseño de tanques espesadores. En el proceso de sedimentación a medida que los sólidos se depositan pasan del asentamiento libre al asentamiento obstaculizados hasta llegar a una condición de compresión. En cada una de las transiciones hay una discontinuidad en la curva.

La sedimentación libre, la velocidad de sedimentación es constante y representativa de la concentración de sólidos. Cuando la concentración de sólidos aumenta hasta que obstaculizan su sedimentación comienza una disminución de su velocidad, regularmente este paso se conoce como primera velocidad de caída. A partir de este instante la sedimentación se vuelve no lineal e inversamente proporcional a la concentración de sólidos para su asentamiento.

Cuando la concentración de sólidos aumenta en la medida que estos interactúan, cesa la sedimentación y se produce una mayor consolidación de los sólidos por compresión. Esta caída de la velocidad produce una segunda discontinuidad en la curva de sedimentación (Ver, Figura 4.4-26).



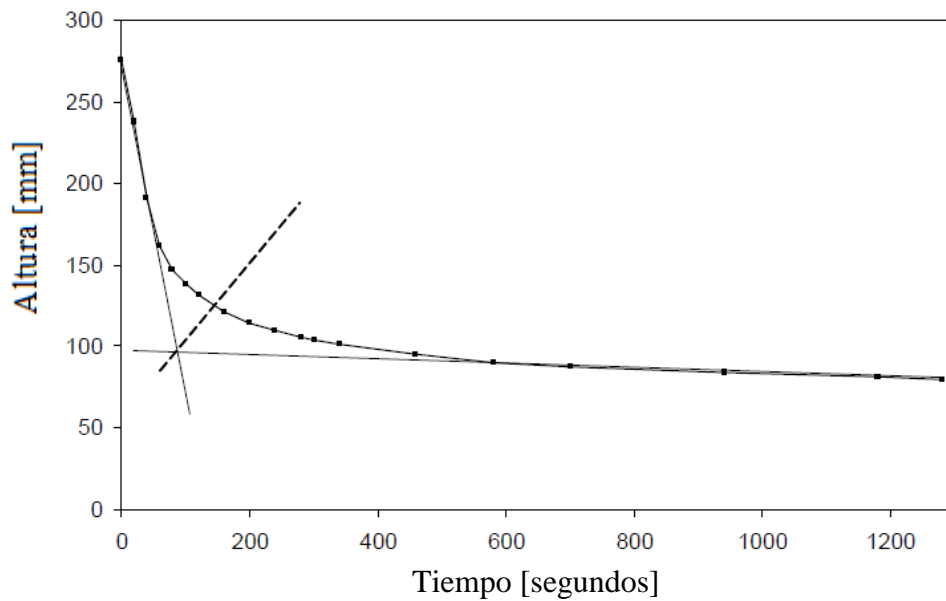
**Figura 4.4-26** Ubicación del punto crítico en una curva de sedimentación por lotes. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

El final del asentamiento obstaculizado y el inicio de la zona de compresión se denominan punto de compresión o crítico. Este punto en la curva de sedimentación no siempre se puede determinar con facilidad y se han sugerido algunos procedimientos para localizar el punto de compresión.

Gupta y Yan (2016) describen el procedimiento para aproximarse al punto crítico con los datos de la curva de sedimentación, haciendo algunas suposiciones en cuanto a la curva. El proceso se describe a continuación:

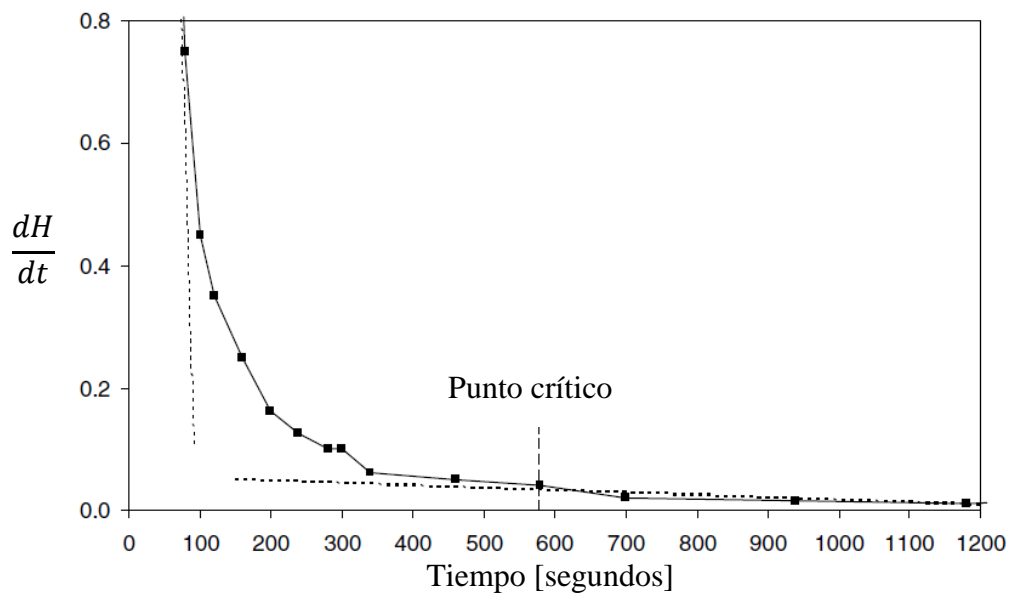
1. Se consideran a la sección superior e inferior de la curva como dos líneas rectas que coinciden en un punto crítico.
2. Las tangentes a la curva se intersectan formando un ángulo. Esta bisectriz da origen a un ángulo que permite trazar una recta que intersecta la curva de sedimentación cerca del punto crítico que delimita el final del asentamiento obstaculizado y el inicio de la zona de

compresión. Este ángulo cambia si se cambia la escala de los ejes de las abscisas y el de las ordenas (Figura 4.4-27).



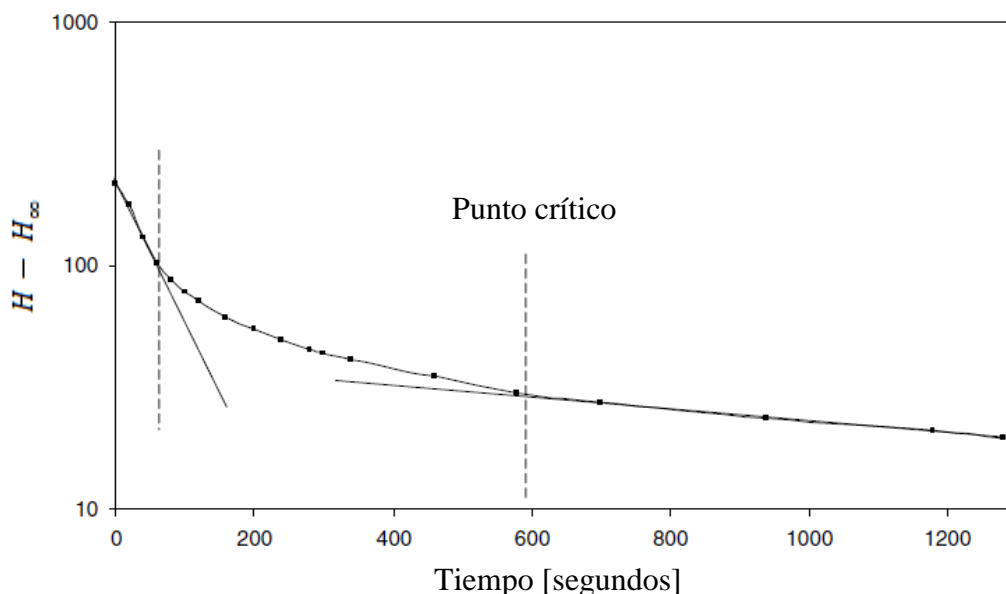
**Figura 4.4-27** Ubicación aproximada del punto crítico. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

3. El cambio de la pendiente cuando inicia la compresión permite realizar una aproximación al punto crítico. En el cambio de pendiente de la curva se puede ubicar el punto crítico y se encontrar la altura del punto crítico " $H_C$ " de manera gráfica. En un gráfico de  $dH/dt$  contra el tiempo (Método de Mondal y Majamdar), ver Figura 4.4-28.



**Figura 4.4-28** Gráfico cambio de pendiente –tiempo. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

4. Si se gráfica la distancia logarítmica de  $H - H_\infty$  donde H es una altura donde inicia la compresión y  $H_\infty$  es la altura de la sedimentación final (Figura 4.4-29). La sección de la curva de sedimentación final se considera representada por una función exponencial, trazando la altura frente al tiempo genera una línea recta donde el cambio en la pendiente este método es el de Roberts y permite una estimación aceptable, al igual que el de Mondal y Majamdar (Gupta y Yan, 2016).



**Figura 4.4-29** Gráfico  $H - H_\infty$  tiempo para acentuar el cambio de pendiente. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

### Curvas del flujo de sedimentación.

El flujo de sedimentación es la masa de sedimentos por unidad de área y está dada por:

$$\Psi = C_t v_s \quad (4.4.18)$$

Donde  $C_t$  es la concentración de sólidos en un plano de la columna de sedimentación. De acuerdo a la expresión:

$$H_t C_t = H_0 C_0 \quad (4.4.19)$$

Considerando esto se puede conocer el flujo de sedimentos el cualquier punto de la curva de sedimentación. En la curva de sedimentación, se traza la tangente para algún punto de interés, con estas tangentes a partir de la pendiente y su intersección con el eje de las ordenadas se puede encontrar la masa de sedimentos por cada unidad de área:

$$\Psi_t = \frac{C_0 H_0}{H_t} (v_s) \quad (4.4.20)$$

Se puede trazar la curva de flujo de sedimentos a partir de una curva de sedimentación, donde se observa que la pendiente de la curva del flujo de sedimentos disminuye con el aumento de la concentración de sólidos ( $kg/m^3$ ). Esto indica que a concentraciones bajas se tiene pocas partículas por unidad de área porque existe un menor número de partículas en el fluido y en concentraciones altas la velocidad de sedimentación disminuye.

Otro enfoque es el de Yalcin que relaciona el % de sólidos y el tiempo de sedimentación establecido, donde el porcentaje de sólidos está dado por:

$$\%S = 31.06t^{0.1951} \quad (4.4.21)$$

Para una altura cualquiera H y el tiempo "t" en la curva de sedimentación, el porcentaje de sólidos correspondiente en cualquier plano de la columna tiene una velocidad de sedimentación que está dada por la pendiente de la tangente a la curva de sedimentación en un punto dado. El porcentaje de sólidos de la altura H<sub>t</sub> esta dada por:

$$\frac{1}{\%S_t} = \frac{1}{\%S_0} - \frac{(H_0 - H_t)\rho_w}{100C_0H_0} \quad (4.4.22)$$

Donde:

%S<sub>t</sub>: Porcentaje de sólidos en un tiempo t.

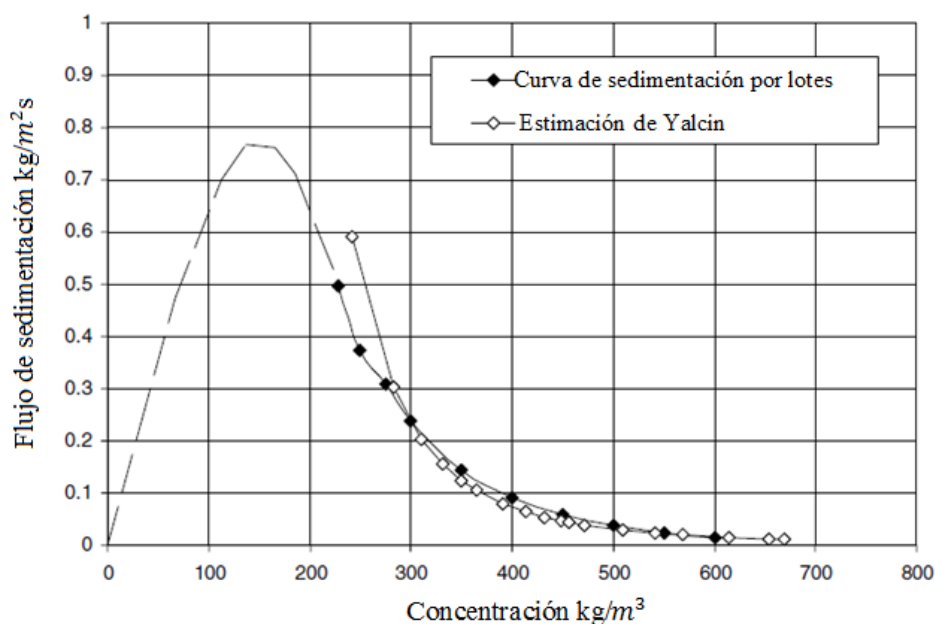
%S<sub>0</sub>: Porcentaje de sólidos inicial en el tiempo t = 0.

Para cada velocidad de sedimentación se puede conocer el porcentaje de sólidos por lo tanto la concentración de sólidos se puede estimar:

$$C = \frac{\%S}{\frac{\%S}{\rho_s} + \left(\frac{100 - \%S}{\rho_w}\right)} \text{ kg/m}^3 \quad (4.4.23)$$

Donde ρ<sub>s</sub> y ρ<sub>w</sub> es la densidad de los sólidos y del fluido portador en kg/m<sup>3</sup>.

Conociendo el porcentaje de sólidos para cada altura en específico en un tiempo "t" y su velocidad de sedimentación, se puede estimar el flujo de sedimentos y trazar una curva del flujo de sedimentos contra la concentración de sólidos para determinar si el área seleccionada para el tanque es la correcta para la cantidad de sólidos alimentados (ver Figura 4.4-30).



**Figura 4.4-30** Flujo de sedimentación a partir de una pulpa con un 20% de sólidos. Adaptado de Gupta y Yan (2016).



El área máxima se puede calcular conociendo el valor de flujo de sedimentación cuando la pendiente de la curva de sedimentación tiene un cambio de pendiente:

$$A = \frac{Q_{V(F)}(C_0)}{\psi} \quad (4.4.24)$$

Donde  $Q_{V(F)}$  es el caudal de alimentación  $m^3/h$

Con las curvas de sedimentación y flujo – tiempo se puede conocer la concentración máxima permitida en el flujo inferior para evaluar las condiciones óptimas del tanque espesador.

Burroughs (1991) menciona una primera estimación del área del tanque espesador se logra usando la siguiente expresión:

$$A = \frac{1.333(F - D)}{v_s} \quad [ft^2] \quad (4.4.25)$$

$F$ : Dilución de la pulpa alimentada (partes de agua a sólido en peso).

$D$ : Dilución de la pulpa en la descarga del tanque.

$v_s$ : Velocidad de sedimentación de los sólidos encontrada en el laboratorio, ft/h.

Se emplea un factor de seguridad de 1.25 para prever un lote de mineral con una sedimentación lenta.

### **Dimensionamiento de forma experimental.**

Durante las pruebas de laboratorio por lotes, la pulpa puede contener finos que no se asientan totalmente. Para esta situación se emplea un método denominado de columna larga para determinar las dimensiones del tanque. La prueba consiste en determinar la velocidad de sedimentación a diferentes tiempos de acuerdo a la concentración de sólidos.

Esta prueba se realiza en una columna con una altura de 3 – 4 metros y un diámetro de 0.075 metros de diámetro. A lo largo de la columna existen una serie de puntos de muestreo; el primer punto de muestreo está a unos 100 mm desde la parte superior de la columna hacia el fondo, los demás puntos de muestreo se localizan a 200 – 300 mm. La pulpa se mezcla con un floculante y se alimenta en la parte superior, se deja que la pulpa se asiente por un tiempo hasta que se observe que se clarifica.

Posteriormente se toman muestras de la pulpa en cada punto, comenzando desde la parte superior para determinar la concentración de sólidos. El procedimiento se repite cuatro o cinco veces para diferentes tiempos de sedimentación dependiendo de las condiciones de funcionamiento del espesante. Los resultados se tabulan para la altura donde se muestrea la concentración de sólidos. Esta prueba indica que la zona de clarificación es una función de la velocidad del desbordamiento y del tiempo. La velocidad de desbordamiento está dada por:

$$v_o = \frac{H}{t} = \frac{Q_{V(O)}}{A} \quad [m/h] \quad (4.4.26)$$

Donde:

H: Altura acumulada o profundidad de la columna, m

$Q_{V(O)}$ : Caudal de desbordamiento, metros cúbicos/ hora.

A y t: Área en metros cuadrados y tiempo en horas, respectivamente.

El tiempo de retención está relacionado con la velocidad de la alimentación, profundidad y área:

$$t_D = \frac{AH}{Q_{V(F)}} \quad (4.4.27)$$

Un tanque espesador o clarificador, se especifica o elige por el índice de desbordamiento volumétrico " $Q_{v(o)}$ " para una concentración de sólidos en la alimentación. Este desbordamiento tolera una concentración máxima sólidos (ppm). De acuerdo a los datos anteriores se tiene:

$$A = \frac{\text{Velocidad de derrame requerido}}{\text{Velocidad del derrame de la prueba}} = \frac{Q_{V(O)}}{v_o} \quad (4.4.28)$$

$$V = \text{Velocidad de derrame requerida} \times \text{tiempo} = Q_{V(O)}(t) \quad (4.4.29)$$

$$H = \frac{\text{Volumen del tanque}}{\text{Área del tanque}} = \frac{V}{A} \quad (4.4.30)$$

Regularmente, la concentración de sólidos en el desbordamiento es menor que la obtenida experimentalmente.

#### **Altura de la zona de espesamiento.**

Uno de los métodos para estimar la capa de sedimentos espesados considera que la altura de la capa dependerá del volumen total de sólidos y líquidos en la zona de espesamiento que es inversamente proporcional al área del recipiente, es decir:

$$H = \frac{V_C}{A} \quad (4.4.31)$$

Donde  $V_C$  es el volumen total del líquido y los sólidos en la zona de espesamiento.

La variable " $V_C$ " se determina conociendo la concentración promedio de sólidos en la capa de sedimentos espesados. De esta manera, si la concentración promedio de sólidos en la zona de espesamiento es " $C_C$ " (masa de sólidos/ volumen de la zona de espesamiento), entonces la masa del líquido en la zona por unidad de volumen es  $(\rho_p - c_c)$  y la relación sólido /líquido en la zona de compresión es  $(\rho_p - c_c)/ C_C$ .

La altura de la zona de espesamiento depende de la cantidad de sedimentos depositados y del tiempo de retención. El tiempo de retención es una función de la velocidad y la concentración de sólidos de la descarga. Entonces el volumen de sólidos y volumen del líquido en la zona de espesamiento es:

$$V_C = \frac{Q_{V(F)}(C_F)(t_D)}{\rho_s} + \frac{Q_{V(F)}(C_F)(t_D)}{\rho_w} \left( \frac{\rho_p - C_C}{C_C} \right) \quad (4.4.32)$$

Tomando en cuenta que "A" es el área de la sección transversal del tanque, entonces la altura de la zona de compresión está dada por:

$$H_C = \frac{Q_{V(F)}(C_F)(t_D)}{A(\rho_s)} \left( 1 + \frac{\rho_s}{\rho_w} \left( \frac{\rho_P - C_C}{C_C} \right) \right) \quad (4.4.33)$$

Burroughs (1991) desarrolló una expresión para estimar la altura de un tanque espesador como una primera aproximación, esta expresión es:

$$H = \frac{1.33t(\rho_s - 1)}{A\rho_s(\rho_P - 1)} \quad [ft] \quad (4.4.34)$$

Donde:

$t$ : Tiempo de detención o residencia (horas)

$\rho_s$ : Gravedad específica de los sólidos secos,  $lb/ft^3$

$\rho_P$ : Gravedad específica de la pulpa,  $lb/ft^3$

$A$ : Área de sedimentación por tonelada de sólidos,  $ft^2$ .

### Método de Dahlstrom.

El dimensionamiento del tanque espesador se puede lograr mediante la estimación de la altura de las zonas de espesamiento o clarificación. En las pruebas los sólidos se depositan en la zona de compresión hasta por cuatro horas para alcanza la concentración de sólidos deseada.

Dahlstrom y Fitch (1985) mencionan que en las pruebas de sedimentación se puede determinar la altura de la zona de espesamiento. La prueba se lleva a cabo en una columna de 2 litros con un rastrillo y se sedimenta durante 24 horas para obtener la altura final que alcanza los sedimentos " $H_\infty$ ". En un inicio en la compresión de los sedimentos se produce en un punto B en la curva de sedimentación a una altura  $(H_0 - H_\infty)/2$  en un tiempo " $t_1$ ", como se muestra en la Figura 4.4-31.

El punto " $H_u$ " se calcula a partir del valor deseado de la concentración en la descarga " $U$ " y una línea horizontal dibujada para intersectar la curva de asentamiento para generar  $t_2$ . De esta forma el tiempo de detención requerido para obtener la concentración deseada en  $t_2$ .

Dahlstrom y Fitch (1985) afirman que el volumen requerido en la zona de espesamiento o compresión se puede obtener determinando primero la concentración promedio en esta zona. Esto se obtiene integrando el área bajo la curva desde  $t_1$  a  $t_2$ , o trazando una línea promedio que cruce a la curva de sedimentación en el punto "B" y convertir la concentración en términos de toneladas cortas por pie cúbico (Figura 4.4-32).

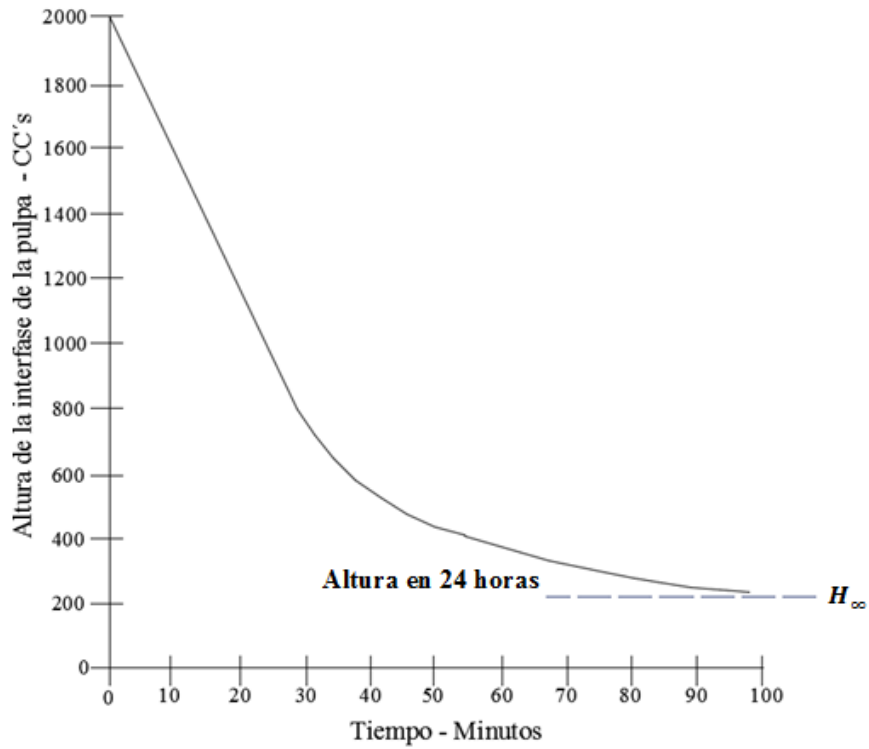


Figura 4.4-31 Curva típica de sedimentación a escala banco. Adaptado de Weiss (1985).

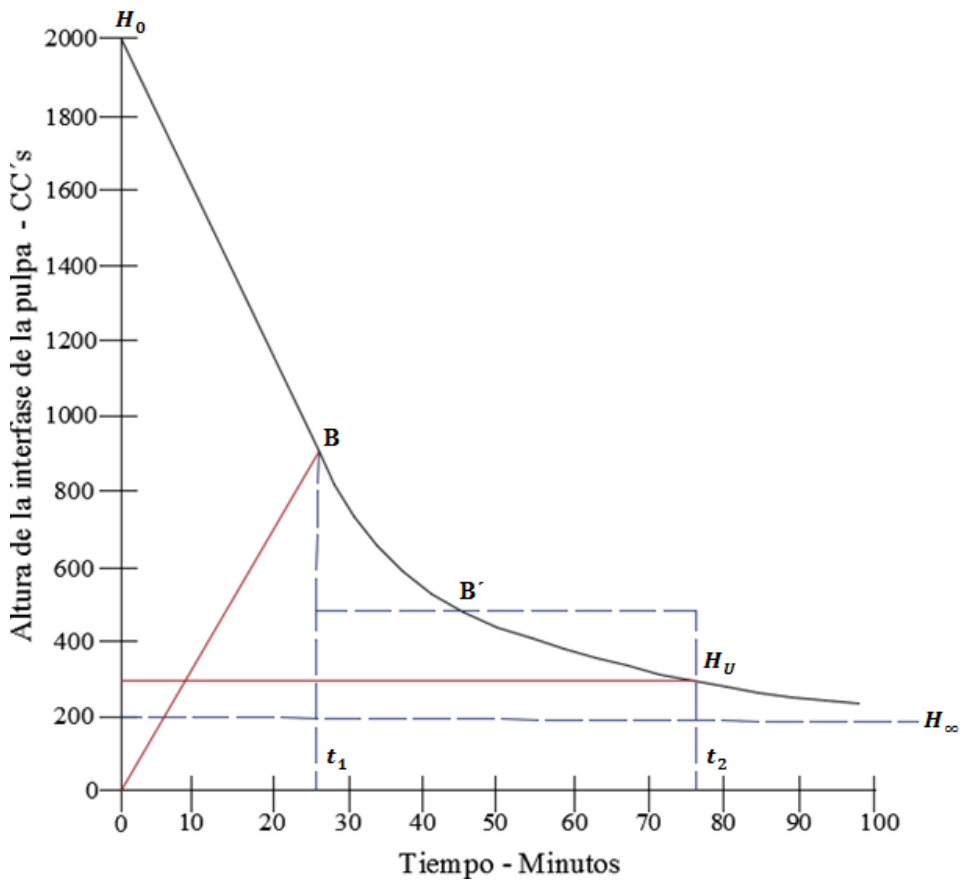


Figura 4.4-32 Análisis del método de Kynch para pruebas a escala en probetas de 2 litros. Adaptado de Weiss (1985).

El volumen de la zona de compresión estará dado por:

$$V_C = \frac{Q_{M(F)}}{C_C} (t_D) (F_S) \quad (4.4.35)$$

Donde:

$Q_{M(F)}$ : Caudal másico alimentado al espesador por día en toneladas cortas por pie cúbico

$C_C$ : Concentración promedio, toneladas cortas por pie cúbico.

$t_D$ : Tiempo de retención, días.

$F_S$ : Factor de escala de 1.75.

La altura de la zona de compresión se obtiene dividiendo el volumen de compresión por el área del tanque. Se recomienda, si la altura determinada es mayor a tres pies, entonces se debe de aumentar el área del espesador o reducir la concentración de sólidos en el flujo de descarga del tanque para mantener una altura de compresión máxima de 3 ft (Gupta y Yan, 2016).

### **Altura de la zona de clarificación.**

Gupta y Yan (2016) indican que mediante puntos de muestreo a cada 200 mm en una columna con una altura de 3 – 4 metros se puede determinar la zona de clarificación. Cuando no se obtiene un nivel de clarificación se utiliza un floculante posteriormente se traza la curva de sedimentación. La velocidad de desbordamiento se determina como:

$$v_O = \frac{H_{Cl}}{t} = \frac{Q_{V(O)}}{A} \quad (4.4.36)$$

Por lo tanto, la altura de la zona de clarificación está dada por:

$$H_{OF} = \frac{Q_{V(O)}(t)}{A} \quad (4.4.37)$$

Donde:

$v_O$ : Velocidad del derrame, m/h

$H_{OF}$ : Altura de la zona de clarificación, m

$Q_{V(O)}$ : Caudal de desbordamiento, metros cúbicos/ hora.

### **Potencia y torque de los rastrillos.**

El accionamiento de los rastrillos proporciona la fuerza motriz para mover los brazos y los rastrillos contra la resistencia de los sólidos espesados. La fuerza del mecanismo de rastrillado se relaciona con el diámetro del espesador por una función de potencia cuadrada, generalmente se utiliza un factor "k" para definir el tamaño del sistema de accionamiento. Dependiendo de las unidades utilizadas, la expresión para determinar el torque de los rastrillos es:

$$F = 14.6 (K)(D^2) \quad (4.4.38)$$

Donde:

F: Torque máximo para la operación en N.m

D: Diámetro del tanque espesador en metros.

k : Factor dependiendo del trabajo, es decir:

- El factor "k" tiene un valor de 1 – 4, para una operación ligera como clarificación del agua del proceso.
- El factor "k" tiene un valor de 5 – 9, para una el ablandamiento de óxidos de magnesio, cal o salmuera.
- El factor "k" tiene un valor de 20 – 40, para operaciones pesada como el espesamiento de colas y concentrados de cobre, plomo, zinc, níquel, hierro etc.
- El factor "k" tiene un valor de 40 – 60, para operaciones muy pesadas como el espesamiento de jales gruesos y concentrados de uranio.

La potencia del impulsor del mecanismo de rastrillado es una función de la fuerza y la velocidad del rastrillo. La potencia se estima mediante la siguiente expresión:

$$Potencia = \frac{0.105 (v)(F)}{eficiencia} [kW] \quad (4.4.39)$$

Donde:

*v*: Velocidad de los rastrillos, rpm.

F: Torque del mecanismo de rastrillado en *kN.m* (kilo newton metro)

Eficiencia para un mecanismo eléctrico es de 0.9 y para uno hidráulico es de 0.7

#### 4.4.1.3 FACTORES QUE INFLUYEN EN LA OPERACIÓN DE SEDIMENTACIÓN

Shoenbrunn et al. (2019) indican que los siguientes factores influyen en el diseño de un tanque espesador:

- Calidad del líquido clarificado y la densidad de los sedimentos en la descarga. Estas características determinan el tipo de tanque espesador, tamaño y diseño del mecanismo de rastrillado.
- Porcentaje de sólidos a tratar, usualmente se expresa como el peso de sólidos secos por unidad de área en un determinado tiempo que determina el tamaño y cantidad de tanques a utilizar.
- La carga hidráulica es el volumen de alimentación dividido en el área de la sección transversal del tanque y generalmente se expresa como la velocidad de ascendente en metros cúbicos por hora por metro cuadrado.
- La cantidad de partículas mayor a 250  $\mu m$  en la alimentación afecta la pendiente del fondo del tanque, flujo del material en la descarga y fuerza del mecanismo de rastrillado.
- La gravedad específica de los sólidos. Cuando mayor sea la gravedad específica, más probable es que se requiera más de un equipo y un torque de los rastrillos mayor.
- El tamaño de partículas, concentración y las características de la sedimentación, determinan el sistema de alimentación y la dilución del alimento.
- La característica del material en la descarga puede requerir un diseño especial de los rastrillos, como cuchillas o donas para sedimentos muy espesos.
- Tendencia de acumulación que puede requerir brazos y equipos de impulso especiales.
- La necesidad de almacenamiento de sólidos durante períodos de tiempos definidos que puede requerir un diseño especial de los componentes del tanque.

- Control o eliminación de espuma, cuando la alimentación proviene de un proceso de flotación.
- Características de la alimentación como pH y estabilidad química determina el material de construcción para los componentes que entran en contacto con la pulpa.
- La temperatura de la pulpa, vapores y gases, pueden requerir tanques cubiertos o aislados
- Características del sitio como estabilidad el suelo y presencia de agua subterránea requiere un diferente diseño de los cimientos y puede delimitar el tamaño del tanque.
- El clima puede inferir en el tipo de tanque o la necesidad de otros instrumentos como la necesidad de cubrir el tanque.

#### 4.4.1.4 CIRCUITOS DE TANQUES ESPESADORES

Los tanques espesadores y clarificadores son utilizados para diferentes tareas. Se pueden utilizar en diferentes circuitos dependiendo de su aplicación en una planta en particular, se pueden usar los tanques espesadores en configuraciones:

1. Unidades individuales.
2. Circuito en paralelo donde la alimentación se divide en cantidades iguales en cada tanque del circuito.
3. Circuito en serie donde el derrame del primer tanque es la alimentación del segundo tanque, donde la descarga de todos los tanques es recuperada para su almacenamiento o enviada al siguiente proceso.
4. En contra flujo donde el fluido clarificado se recircula a los tanques aguas arriba y los sedimentos siguen un flujo aguas abajo (Figura 4.4-33).

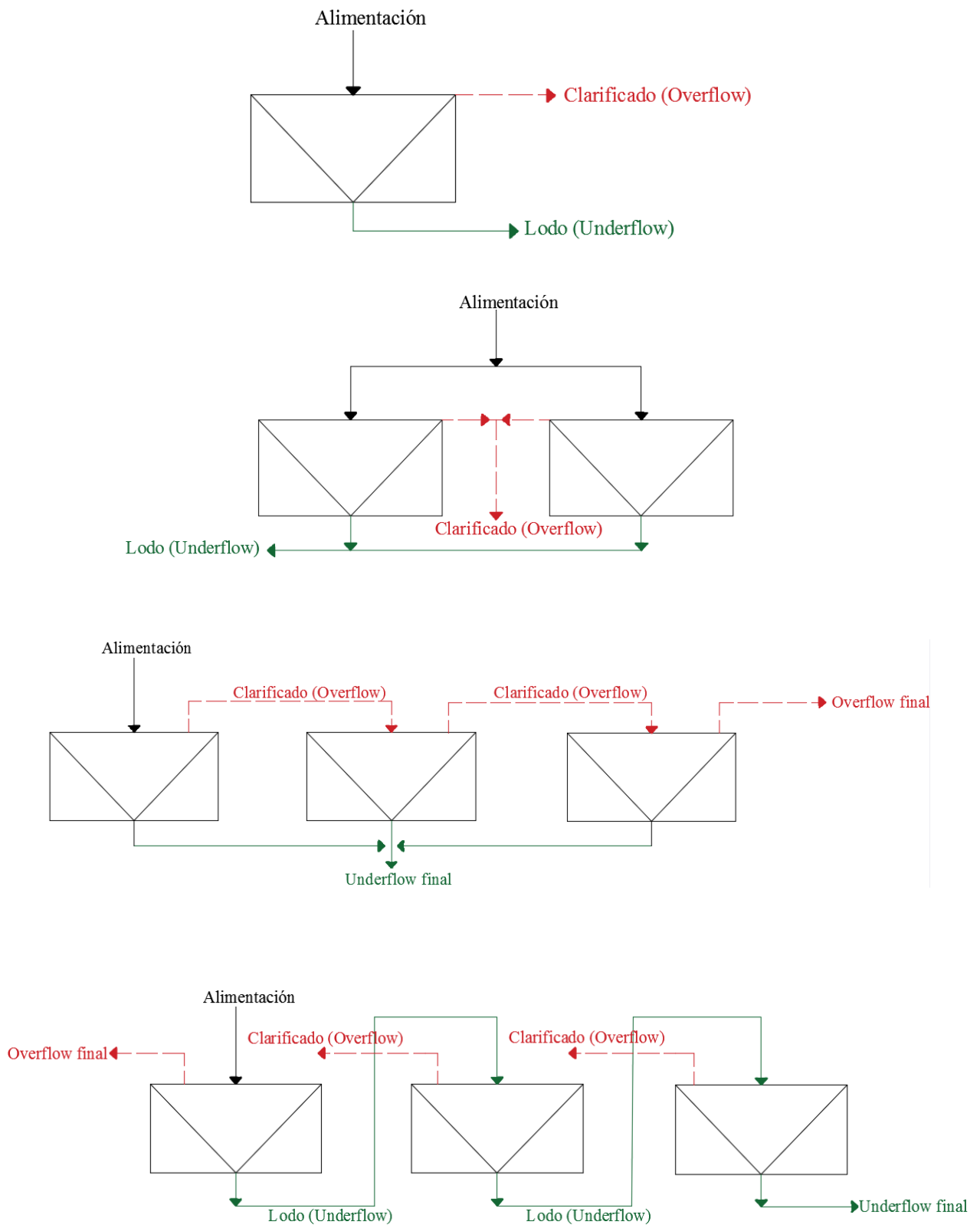


Figura 4.4-33 Circuitos de tanques espesadores: Leyendas: a) Unidades individuales, b) Circuito en paralelo, c) Circuitos en serie y d) Circuito en contraflujo. Adaptado de Burroughs, 1991.



### Ejemplo 4.4.1.

En una operación se espera alimentar a una velocidad  $3.7 \text{ m}^3/\text{min}$  una pulpa proveniente de un proceso de lavado. La concentración de sólidos en la pulpa es del 10 % cuya gravedad específica es 2.75. La pulpa se debe espesar para producir un lodo que contenga un mínimo de 47 % de sólidos para recuperar el agua del proceso. En el laboratorio se realizaron las pruebas de sedimentación, otorgando los siguientes resultados:

**Tabla Ejemplo 4.4.1 -1**  
Datos de las pruebas de sedimentación.

<b>Velocidad de asentamiento</b>	<b>m/min</b>	0.72	0.36	0.24	0.051	0.01
<b>Concentración de sólidos en masa</b>	<b>%</b>	10	15	25	35	45

Determine

- a) el área de la sección transversal del tanque para 1,000 toneladas de sólidos por hora.

### Solución.

Tomando como base un kilogramo de sólidos y el tiempo en segundos.

Paso 1.

La cantidad de sólidos a procesar son:

$$1000 \frac{\text{toneladas}}{\text{horas}} \left( \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ tonelada}} \right) \left( \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ minutos}} \right) \left( \frac{1 \text{ minuto}}{60 \text{ segundos}} \right) = 277.8 \frac{\text{kg}}{\text{seg}}$$

El producto de la descarga contiene 47 % de sólidos y 53 % de agua, por lo tanto, la relación líquido / sólido es:

$$\frac{53}{47} = 1.12$$

Paso 2.

Se debe estimar el agua que fluye en la descarga de acuerdo a los resultados del laboratorio.

Columna 1. Se encuentra el % de agua.

Columna 2. Se encuentra el % de sólidos.

Columna 3. La relación líquido y sólido en la alimentación.

Columna 4. La relación líquido y sólido en la descarga.

Columna 5. Distribución de agua.

Columna 6. Velocidad de sedimentación en metros por minutos.

Columna 7. Velocidad de sedimentación en metros por segundo.

Columna 8. Velocidad máxima del flujo.

**Tabla Ejemplo 4.4.1 -2**

Datos de las velocidades de sedimentación.

1	2	3	4	5	6	7	8
		Relación líquido/sólido			Velocidad de asentamiento		
% Agua	% Sólidos	Alimentación	Descarga	Distribución	m/min	m/s	s/m
90	10	9	1.128	7.87	0.72	0.012	655.8
85	15	5.67	1.128	4.54	0.36	0.006	756.7
75	25	3	1.128	1.87	0.24	0.004	467.5
65	35	1.86	1.128	0.73	0.051	0.0009	811.1
55	45	1.22	1.128	0.09	0.01	0.0002	450

Como lo muestra la tabla anterior la velocidad de flujo máxima en la corriente del derrame por unidad de velocidad de sedimentación es:

$$\frac{F - D}{v_s} = \frac{0.73}{0.0009} = 811.1$$

De acuerdo a las condiciones del problema:

$$Q_{M(F)} = 277.8 \text{ kg/s}$$

Paso 3.

Siendo la densidad del agua  $1,000 \text{ kg/m}^3$ , de acuerdo a la expresión:

$$A = \left( \frac{F - D}{V_s(\rho_L)} \right) (Q_{M(F)})$$

$$A = \frac{0.73}{(1000)(0.0009)} (277.8) = 225.3 \text{ m}^2 \approx 226 \text{ m}^2$$

El diámetro del tanque es:

$$D = \sqrt{226/\pi} (2) = 16.96 \text{ m} \approx 17 \text{ m}$$

#### 4.4.2 FILTROS

Concha (2014) indica que la filtración es un proceso donde el sólido se separa de un fluido haciendo que la pulpa pase a través de un lecho poroso conocido como medio filtrante. Los lechos de partículas se retienen creando una torta mientras que el fluido pasa a través de los poros del medio filtrante recibiendo el nombre de filtrado.

El volumen de filtrado por unidad de tiempo es la velocidad de filtración. Esta operación ocurre en cinco pasos: (1) formación de la torta, (2) reducción de la humedad, (3) lavado de la torta (si es necesario), (4) descarga de la torta y (5) lavado del medio de poroso (Wills y Finch, 2016).

Para establecer un flujo de filtrado es necesario aplicar una diferencia de presión a través del medio filtrante. Existen varios métodos para lograrlo dependiendo de las fuerzas impulsoras pueden ser la gravedad, vacío y presión aplicada.

La filtración es un proceso que generalmente sigue del proceso de sedimentación. La pulpa espesada se alimenta a tanques agitadores de almacenamiento donde se extrae a una velocidad uniforme hacia la zona de filtros. Los limos tienen un efecto adverso en la filtración porque obstruyen el medio filtrante para dar solución a este problema se utilizan floculantes. Cuando no se cumple que los poros del medio filtrante sean más pequeños que las partículas, se recurre a un cubrir el medio filtrante con una capa delgada de material fibroso, llamado filtro auxiliar que bloquea el paso de las partículas al medio filtrante. Este tipo de filtración donde el flujo es perpendicular a la superficie del medio filtrante es el más utilizado en la industria minera.

Burroughs (1991) menciona que el tamaño del poro y espaciado tienen un gran efecto en la velocidad de filtración, donde tiene una gran influencia en el tamaño de partícula que se depositan en el medio filtrante. Existen cuatro relaciones entre el poro y el tamaño de partículas:

1. Cuando las aberturas de los poros son del mismo tamaño que las partículas que se filtran, las partículas obstruyen a los poros y la velocidad de filtración disminuye.
2. Cuando las partículas son más grandes que la abertura del poro, el líquido puede filtrarse a través de los poros pasando fácilmente entre las partículas y salir a través del poro, siendo la velocidad de filtración la máxima.
3. Cuando las partículas son pequeñas que la abertura de los poros, estas pasan fácilmente a través de las aberturas y no se produce una filtración.

Gupta y Yan (2016) señalan que es importante que el tamaño de poro sea más pequeños que las partículas pequeñas de la pulpa. De esta forma se habla de la clasificación de un filtro, este parámetro indica el tamaño mínimo de las partículas que se pueden retener en la superficie del filtro. La clasificación, se define como la relación del número de partículas más grandes que el tamaño de poro del medio filtrante.

El proceso de filtración depende de factores como:

- Propiedades del fluido como la densidad y viscosidad
- Características de los sólidos como tamaño, forma y distribución de tamaño.
- Características de la pulpa como concentración de sólidos y compresibilidad.
- Capacidad del filtro.
- Valor comercial del material la torta o si el fluido es el elemento de interés.
- Características con las que debe cumplir el producto final de la filtración.

#### 4.4.2.1 TEORÍA DE FILTRACIÓN

En el proceso de filtración las partículas se acumulan en la superficie del medio filtrante que es semipermeable mientras pasa el líquido. En un modelo ideal las partículas se unen sobre los poros evitando la obstrucción de los poros. Después de un tiempo el lecho de partículas en el medio filtrante actúa como un medio filtrante mientras que se depositan las partículas a la torta. Esta acumulación continúa hasta que la caída de presión a través de la torta excede el máximo permitido por consideraciones económicas o hasta que la velocidad del filtrado cae a un nivel aceptable, siempre que las tortas tengan el espesor suficiente para descargarse de manera eficiente y el lavado pueda llevarse sin agrietar la torta.

La ley de Darcy se ha utilizado ampliamente para modelar la filtración de tortas, este en un modelo que otorga las bases de la relación fundamental entre la caída de presión y el caudal del filtrado que pasa a través de un lecho compacto de sólidos donde el tamaño de partícula domina la velocidad de la filtración y la humedad final de la torta (Rushton et al., 1996).

Generalmente, se consideran dos métodos de operación en la filtración por lotes: filtración a presión constante y filtración a velocidad volumétrica constantes. El ciclo de filtración por lotes puede ser una combinación de ambos métodos, dependiendo de su equipo auxiliar como la bomba de alimentación del filtro (Meadow, 2019).

Wills y Finch (2016) indican que la base del proceso de filtración es la ley de Darcy. Esta ley fue derivada como un modelo empírico de H. Darcy en el año de 1856 mientras estudiaba el flujo de un fluido en filtros de arena que relaciona la velocidad del fluido con la caída de presión a través de un medio poroso de permeabilidad. El líquido pasa a través del espacio abierto entre las partículas, es decir, los poros o huecos dentro del lecho de partículas. A medida que fluye sobre la superficie compacta de partículas, las pérdidas de fricción provocan una caída de presión.

La cantidad de sólidos dentro del lecho es importante cuanto mayor sea, mayor será la superficie sobre la que fluye el líquido, y por lo tanto mayor será la caída de presión como resultado de la fricción. El volumen disponible para el flujo del líquido se denomina porosidad o vacío, Darcy descubrió que la pérdida de presión era directamente proporcional a la velocidad del flujo a través de los poros. La expresión matemática de la ley de Darcy que relaciona el caudal del filtrado y la caída de presión es:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{\mu dV}{k dt} \frac{1}{A} \quad (4.4.41)$$

Donde:

$\Delta P$ : Caída de presión,  $N/m^2$

$L$ : Profundidad del lecho de partículas, m

$\mu$ : Viscosidad del líquido (filtrado),  $N.s/m^2$

$dV$ : Volumen que fluye por los poros del lecho de partículas,  $m^3$

$dt$ : Tiempo donde se lleva a cabo la filtración, s

$A$ : Área de la sección transversal del lecho,  $m^2$

Durante la filtración, la profundidad de la torta aumenta debido a la disposición de sólidos en la superficie de la tela filtrante. El cambio en la profundidad de la torta se acompaña de cambios en el caudal del fluido y la diferencia de presión a medida que aumenta el tiempo de filtración. La ecuación de filtración básica se puede escribir como:

$$\Delta P = \frac{\mu\alpha\omega V}{A^2} \left(\frac{dV}{dt}\right) + \frac{\mu r}{A} \left(\frac{dV}{dt}\right) \quad (4.4.42)$$

Donde:

A: Área disponible para filtración,  $m^2$ .

V: Volumen de filtrado,  $m^3$

t: Tiempo, s

$\Delta P$ : Caída de presión a través del filtro,  $N/m^2$

$\mu$ : Viscosidad del líquido,  $N.s/m^2$

$\alpha$ : Resistencia específica de la torta,  $m/kg$

$\omega$ : Peso de sólidos secos de la torta por unidad de volumen del filtro,  $kg$

r: Resistencia del medio,  $m/kg$

La ecuación de Darcy muestra que la velocidad de filtración varía directamente con la caída de presión a través del filtro y el área del filtro, e inversamente con la viscosidad del fluido, la resistencia de la torta y el contenido de sólidos en la pulpa. Estos factores determinan las variables a establecer en las pruebas para determinar las dimensiones del filtro (Rushton et al., 1996).

Integrando la ecuación de filtración básica donde  $\Delta P$  y A son constante y suponiendo un rendimiento constante de  $\alpha$ , se tiene:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu\alpha\omega}{2A^2\Delta P} (V) + \frac{\mu r}{A\Delta P} \quad (4.4.43)$$

Otra ecuación que describe el proceso de filtración es la ley de Poiseuille, donde:

$$\frac{dV}{Adt} = \frac{\Delta P}{\frac{\mu(\alpha(\omega)V + r)}{A}} \quad (4.4.44)$$

Reordenando la ecuación:

$$\mu(\alpha(\omega)V) \frac{dV}{A^2} + r \frac{dV}{A} = \Delta P dt \quad (4.4.45)$$

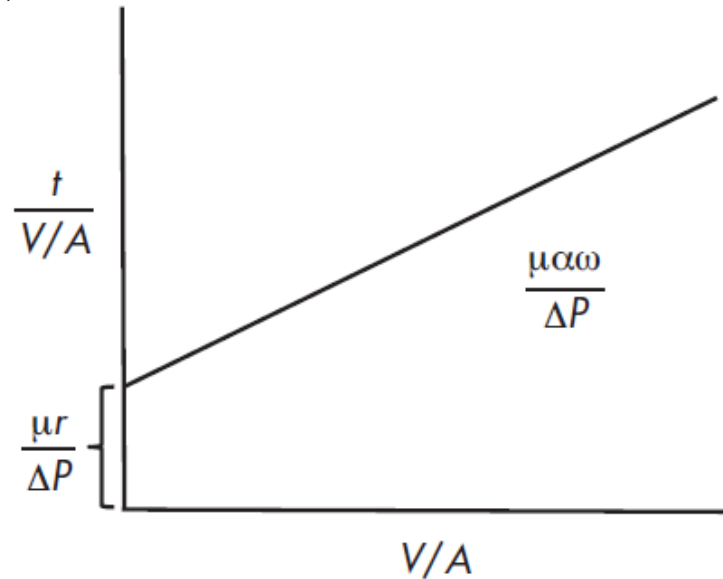
Si se asume que la presión es constante, así como la temperatura se tiene que el término de  $\alpha$  es una función de  $\Delta P$ , por lo tanto, se considera como una constante. Por lo anterior se tiene:

$$\frac{\mu(\alpha(\omega)V)}{2(A)^2} + \frac{\mu(r)V}{A} = \Delta P t \quad (4.4.46)$$

Dividiendo por  $V/A$  y  $\Delta P$ , se tiene:

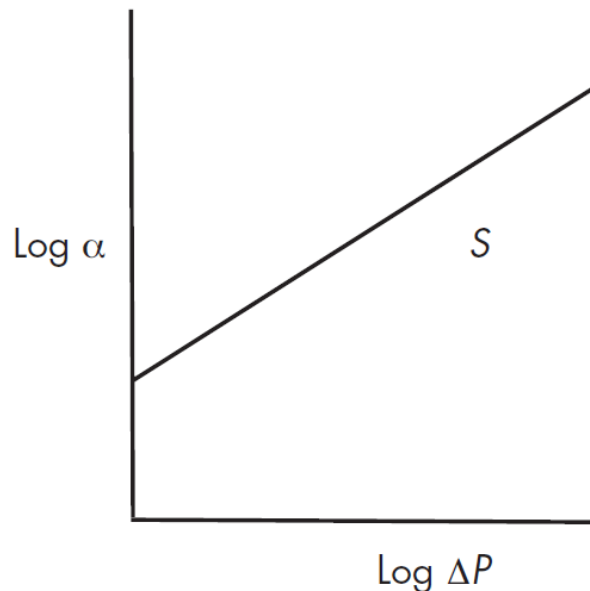
$$\frac{t}{V/A} = \frac{\mu(\alpha(\omega)V)}{2\Delta P A} + \frac{\mu r}{\Delta P} \quad (4.4.47)$$

De acuerdo con esta ecuación, una gráfica de  $t/V/A$  contra  $V/A$  produce una línea recta con una pendiente  $\left(\frac{\mu\alpha\omega}{\Delta P}\right)$  como se muestra en la Figura 4.4-34.



**Figura 4.4-34** Gráfico de  $t/V/A$  contra  $V/A$ . Adaptado de Weiss (1985).

Como  $\mu$  y  $\omega$  pueden medirse, los términos de  $r$  y  $\alpha$  pueden obtenerse fácilmente de la ecuación. Dependiendo de la compresibilidad de la torta, la resistencia específica de la torta se mide en función de la presión. Los resultados deben ser como se muestra en el siguiente gráfico (Figura 4.4-35), donde la pendiente ( $S$ ) es el exponente de compresibilidad de la torta que varía entre 0 (incompresible) y 1 (altamente compresible).



**Figura 4.4-35** Gráfico del exponente de compresibilidad de la torta. Adaptado de Weiss (1985).

Dependiendo del material a filtrar y la magnitud de la caída de presión, las tortas pueden permanecer rígidas o comprimidas. En general los concentrados metálicos de procesos de flotación son incompresibles durante el espesamiento para lograr una torta compresible se deben utilizar floculantes. En la mayoría de las plantas de procesamiento de minerales, las

tortas de los filtros son incompresibles y la teoría del flujo a través de un lecho poroso es válida para desarrollar un sistema de filtración.

Los modelos desarrollados para el proceso de filtración describen el flujo de un fluido a través de un medio poroso como:

$$u = -\frac{k}{\mu} \left( \frac{dp}{dz} \right) \quad (4.4.48)$$

Donde:

$dp$ : Diferencia de presión dinámica (hidráulica),  $N/m^2$

$dz$ : Espesor del medio poroso, m

$k$ : Permeabilidad del medio poroso,  $m^2$

$\mu$ : Viscosidad del filtrado,  $N.s/m^2$

$u$ : Flujo del filtrado que fluye a través del lecho de partículas,  $m^3$

Los factores que determinan la permeabilidad son la porosidad de la torta ( $\varepsilon$ ) y el tamaño de partícula en la torta ( $x$ ), junto con la distribución de tamaños. Estas variables dictan la viabilidad de cualquier proceso de filtración y las características del proceso aguas abajo.

Una torta comprende de un conjunto de múltiples tubos cilíndricos (capilares) donde el agua se puede eliminar solo cuando la presión aplicada es mayor que la presión capilar " $P_C$ " es decir:

$$P_C = \frac{4\gamma_l(\cos\theta)}{d_c} [N/m^2] \quad (4.4.49)$$

Donde:

$\gamma_l$ : Tensión superficial del líquido, N/m

$\theta$ : Ángulo de contacto.

$d_c$ : Diámetro capilar, m

Esta ecuación indica que obtener una mayor eficiencia en el proceso de filtración se pueden emplear un tensioactivo para disminuir la tensión superficial y aumentar el ángulo de contacto. Cuando el tamaño de partícula disminuye la filtración se vuelve difícil, las partículas finas tienen un mayor deslizamiento y otorgar una menor presión apilar.

En la filtración de la torta, la permeabilidad de la torta se interpreta frecuentemente a través de su resistencia específica ( $\alpha$ ):

$$k = \frac{1}{\rho_s(1 - \varepsilon)\alpha} \quad (4.4.50)$$

Donde  $\varepsilon$  es la porosidad de la torta y " $\rho_s$ " es la densidad de los sólidos, los demás términos se relacionan con la ecuación de Kozeny – Carman que se expresa en términos de la superficie específica ( $S_0$ ) como:

$$k = \frac{\varepsilon^3}{5(S_0)^2(1 - \varepsilon)^2} \quad (4.4.51)$$

$$\alpha = \frac{180(C)}{(\rho_s x^2)(1 - \varepsilon)^3} \quad (4.4.52)$$

Donde:

$x$ : Tamaño de partículas en la torta.

$C$ : Concentración de sólidos en la torta ( $1 - \varepsilon$ ) asumiendo que las partículas son esféricas ( $S_0 = 6/x$ ).

Sis y Chander (1998) indican que se han empleado varios métodos para calcular la porosidad de la torta, llegando a la expresión general:

$$\varepsilon = \frac{\sigma(1 - S_c)}{\sigma(1 - S_c) + S_c} \quad (4.4.53)$$

Donde:

$\sigma$ : Relación de densidad de los sólidos/líquido.

$S_c$ : Fracción de masa de sólidos en la torta.

Este es un modelo idealizado, porque la relación entre las variables es compleja y resulta más difícil debido a la compresibilidad de la torta. Regularmente se toman los valores promedio de la resistencia de la torta y porosidad para el modelado.

Las pruebas de filtración a presión a escala piloto muestran que la cinética de deshidratación depende en gran medida del radio del capilar que está influenciado por la hidrofobicidad de la superficie, carga superficial y tamaño de las partículas.

Concha (2014) menciona que todos los equipos de filtración por lotes o continuos funcionan en ciclos desde la formación, lavado, secado y descarga de la torta.

**Formación de la torta.** Es el primer paso en un proceso de filtración donde una bomba alimenta la pulpa en la cámara de filtración a presión o la pulpa pasa a través del medio de filtración como es el caso de los filtros al vacío. La magnitud de sólidos depositados en la cámara de filtrado depende del gradiente de presión, concentración de la pulpa y tiempo de filtración. En esta etapa del ciclo hay un flujo continuo de filtrado a través de la torta y el medio filtrante.

**Lavado de la torta.** Cuando se requiere eliminar las impurezas de la torta de filtración se recurre al lavado como parte del proceso.

**Secado de la torta.** El secado es una parte importante para el proceso de filtración. Normalmente un requisito general de una torta es su baja humedad alrededor del 5 % al 8 %. El secado se logra inyectando aire sobre la torta del filtro hasta que se elimina un mayor porcentaje de agua de los poros de acuerdo al diseño.

**Descarga de la torta.** La separación de la torta del medio filtrante y su descarga son pasos importantes en la filtración. En el filtro al vacío, una serie de rastrillos raspan la tela del filtro y descargan la torta por gravedad. En los filtros a presión, la torta se extrae mediante válvulas que presurizan y despresurizan el área de descarga, dependiendo del ciclo de filtración.



Las principales variables en el proceso de filtración son:

- Variables de entrada: Flujo másico alimentado " $F(t)$ " y porcentaje de sólidos alimentados " $W_F(t)$ ".
- Variables de salida: Flujo másico de descarga de la torta " $m(t)$ " y humedad de la torta " $h(t)$ ".
- Variables de control: Tiempo de formación de la torta " $t_1$ ", tiempo de lavado de la torta " $t_2$ " y tiempo de secado de la torta " $t_3$ ".
- Características de la torta: Porosidad " $\varepsilon$ ", permeabilidad " $k(\varepsilon)$ ", compresibilidad " $\sigma_e(\varphi)$ ", densidad de los sólidos " $\rho_s$ " y esfericidad de las partículas " $\Psi$ ".
- Características del filtrado: Densidad " $\rho_l$ " y viscosidad " $\mu_l$ ".
- Variables externas: Distribución granulométrica.

#### 4.4.2.2 EQUIPOS DE FILTRACIÓN

Los filtros industriales están disponibles en diferentes diseños para adaptarse a las demandas de las plantas de procesamiento desde operaciones pequeñas hasta gran escala y operaciones continuas o por lotes. Un filtro continuo es aquel capaz de llevar a cabo la formación de la torta, secados, lavado y la descarga, secuencialmente sin interrumpir el flujo de la alimentación. Por el contrario, los filtros por lotes pueden realizar las mismas etapas del ciclo de filtrado, pero deben detenerse para descargar la torta (Dahlstrom et al., 1985).

Existen muchos factores a considerar al seleccionar un proceso de filtración, en las operaciones de procesamiento de minerales su objetivo es la recuperación de sólidos en grandes volúmenes, la selección de un correcto equipo resulta crucial. El medio filtrante puede orientarse horizontalmente o verticalmente, y puede ser plana o cilíndrica. La fuerza impulsora puede ser una presión positiva o un vacío, centrífuga o por gravedad (Tarleton y Wakeman, 2006).

Burroughs (1991) indica que la capacidad del equipo de filtración depende del área de filtrado para procesar la cantidad de sólidos requeridos. Son diversas las condiciones que tienen un efecto sobre la velocidad de filtración como lo son el tamaño de partícula y abertura de los poros como se mencionó anteriormente. Algunas variables adicionales y sus efectos son:

- Área de filtrado, cuanto mayor sea el área de filtrado mayor es la velocidad de filtrado.
- Acumulación de sólidos en el filtro, la velocidad disminuye con la acumulación de sólidos en el filtro.
- Aumento de la presión, aumenta la velocidad de filtración durante el proceso.
- Aumento de la temperatura, esta condición aumenta la velocidad de filtración al disminuir la viscosidad del fluido.

Los filtros pueden ser de presión o vacío, y la operación puede ser por lotes o continuo. En los filtros de presión, se aplica una presión en la cámara de filtración y en los filtros de vacío se crea un vacío para lograr la retención de los sólidos. La deshidratación de la torta es una combinación de compresión de la torta e inyección de aire (Wills y Finch, 2016).

Subba (2016) señalan que los filtros de presión se usan donde se requiere caudales más altos, un mejor lavado y secado. Los filtros de vacío son los filtros más utilizados en plantas de beneficio porque proporciona una operación continua y económica.

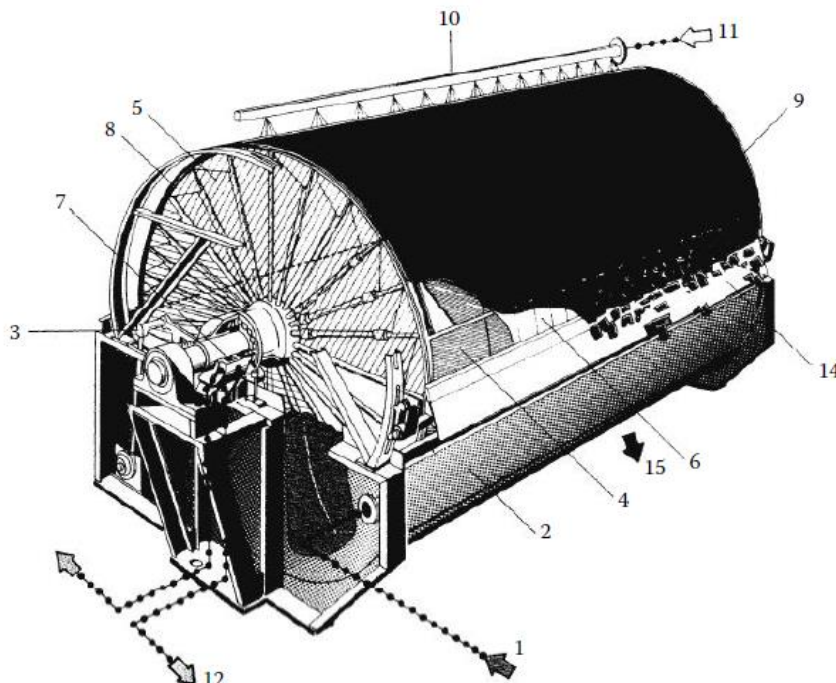
Los filtros que usan un mecanismo de presión en lugar de un vacío utilizan un mecanismo más complejo especialmente para la alimentación y descarga. Los filtros de vacío se ven limitados por el gradiente de presión máximo, que depende de la presión atmosférica local. Por ejemplo, algunas operaciones se encuentran en elevaciones superiores a 4,000 metros sobre el nivel del mar donde la diferencia de presión es baja.

Una alternativa reciente son los equipos que utilizan una combinación de ambos filtros empleando el mecanismo de presión y vacío. Donde se coloca un filtro de vacío dentro de un recipiente presurizado, en el cual el gradiente de presión se aumenta a valores óptimos para llevar a cabo la filtración. Estos tipos de filtros reciben el nombre de hiperbáricos y combinan la simplicidad de construcción y operación de un filtro de vacío con la ventaja de un filtro de presión (Meadow, 2019).

### Filtros de vacío.

Concha (2014) señala que existen cuatro tipos de filtros de vacío: tambor, disco, bandeja y banda. Los primeros tres producen tortas con un 12 % – 18 % de humedad y el filtro de banda alcanzando una humedad del 8 % -10 %. De estos filtros el único que opera por lotes es el filtro de bandeja. Los filtros de vacío continuos son los más utilizados, en este grupo se encuentran los filtros de tambor, disco y banda.

**Filtro de tambor.** Consiste en un tambor giratorio montado horizontalmente y se encuentra parcialmente sumergido en la parte inferior en un tanque que contiene la pulpa a filtrar. La superficie del tambor se encuentra cubierta con un medio filtrante llamado tela filtrante. Mientras que el tambor gira con un sistema interno se crea un vacío en el interior del tambor, el filtrado se aspira al interior del tambor y los sólidos se retiene creando una torta de contra la tela. Cuando esta superficie emerge de la piscina se aspira el aire a través de la torta y se extrae más líquido de los capilares de la torta. La cara del tambor está dividida en segmentos, cada uno está provisto de una serie de líneas de drenaje que se instalan en el interior del tambor, todas estas líneas de drenaje terminan en un extremo como un anillo de puertos que está cubierta por una válvula giratoria que genera el vacío de manera individual en cada segmento (Figura 4.4-36).



**Figura 4.4-36** Diagrama de un filtro de tambor Leyenda: (1) Alimentación de la pulpa, (2) Canal de filtrado, (3) Agitador, (4) Celdas del filtro, (5) Tambor, (6) Tela filtrante, (7) Eje central, (8) ducto de filtrado, (9) Torta de filtración, (10) Sistema de lavado, (11) Agua de lavado, (12) Filtrado, (13) Filtrado lavado y (14) Producto final. Adaptado de Mujumdar (2015).

A medida que el tambor gira, cada sección cumple con un ciclo de operaciones. La duración de cada ciclo se determina por la velocidad del tambor, profundidad de inmersión y disposición de la válvula. El ciclo de operación consiste en la filtración, secado y descarga, es posible introducir la operación de lavado de la torta y limpieza de la tela filtrante. Es así que las secciones de la cara del tambor completan un ciclo de formación de la torta, secado, lavado, secado y filtración para finalmente descargar la torta. El mecanismo de descarga separa la torta de la tela filtrante mediante un raspador y descarga la torta en una tolva antes de que la superficie del tambor se sumerja en la piscina de pulpa (ver, Figura 4.4-37).

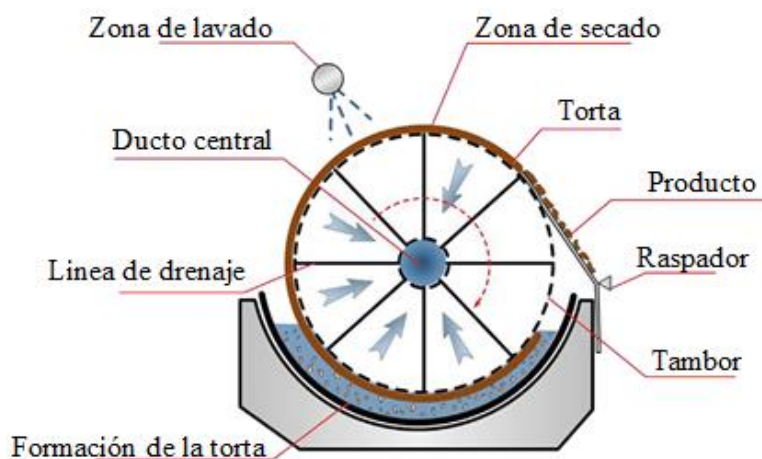


Figura 4.4-37 Esquema del ciclo de filtrado. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Burroughs (1991) menciona que existen diferentes mecanismos de descarga de acuerdo a las características de la torta y el material que se filtra. Entre los cuales se encuentran:

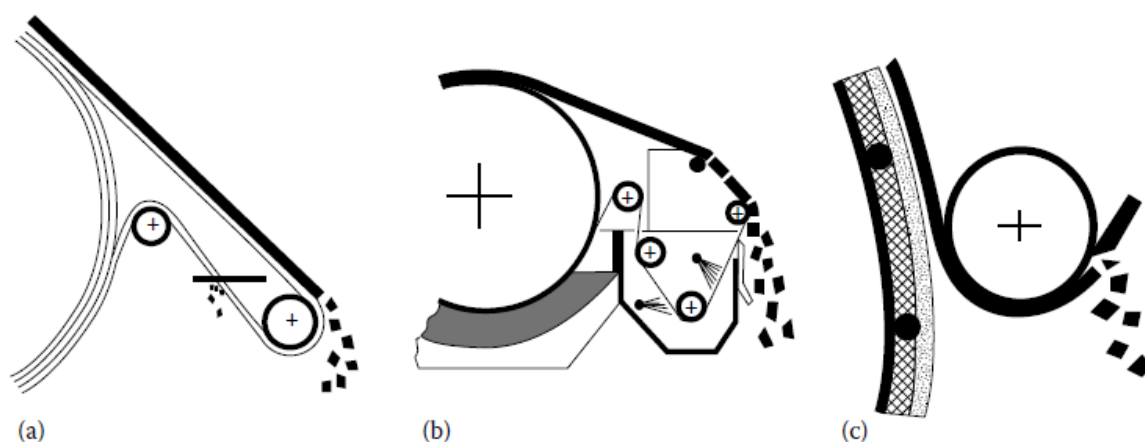
**Descarga con raspador.** Se utiliza cuando la torta es bastante gruesa, por lo tanto, se desprenderá fácilmente de la tela filtrante. En este método el vacío se interrumpe cuando el tambor gira casi hasta la posición horizontal, en esta posición se invierte el aire para romper con la torta casi seca. En este punto la torta se encuentra con un raspador que ayuda a retirar la torta por completo. La torta se descarga sobre el raspador hacia un chute que descarga en una tolva.

**Descarga de rodillos.** Es empleado cuando se forma una torta delgada de un material con un comportamiento plástico, para su descarga se utiliza un dispositivo de rodillo para retirar la torta del tambor. El sistema consiste en un rodillo de diámetro pequeño separado del tambor que opera en el punto de descarga, cuando gira la tela filtrante es desviada al rodillo externo donde es retirada por un raspador (ver Figura 4.4-38).

**Descarga de cuerdas.** Este mecanismo emplea un sistema de cuerdas separadas a 1.3 cm. que pasa alrededor del tambor, ubicado tangencialmente para pasar alrededor de un segundo rodillo con un diámetro menor que levanta la tela del filtro. La torta se apoya en las cuerdas de este segundo rodillo, luego se desprende y cae debido al ángulo agudo de las cuerdas que pasan alrededor del rodillo de diámetro menor. Antes de regresar al tambor del filtro, las cuerdas pasan sobre otro pequeño rodillo y pasan por una operación de lavado. La descarga de cuerdas es conveniente para tortas delgadas y pegajosas. En la actualidad raramente es utilizado este método (ver Figura 4.4-38).

**Descarga en banda.** Es semejante a la descarga en cuerdas, pero en este caso la tela del filtro del tambor se lleva sobre una banda sobre rodillos de soporte. En la banda transportadora la torta se rompe sobre ella, después de que tela de filtro pasa sobre los rodillos de descarga, regresa al tambor pasando por un sistema de lavado de la banda. Es una descarga eficiente para tortas delgadas, con baja resistencia y donde es necesario un lavado intensivo de la tela filtrante para mantener las aberturas de los poros libre (ver Figura 4.4-38).

**Sistema de pre-capa.** Se utiliza para filtrar material extremadamente fino en una pulpa con un bajo contenido de sólidos que sería imposible de filtrar con una tela filtrante común. En este sistema, primero se forma una capa de material grueso con tierras diatomeas que forma un revestimiento sobre la tela filtrante y luego la capa del material fino se filtra y queda acumulada como una pre-capa. Los filtros de pre-capa se descargan usando un raspador para retirar la capa de material.



**Figura 4.4-38** Mecanismos de descarga. Leyenda (a) Descargas de cuerda, (b) Descarga en banda y (c) Descarga en rodillo. Tomado de Mujumdar (2015).

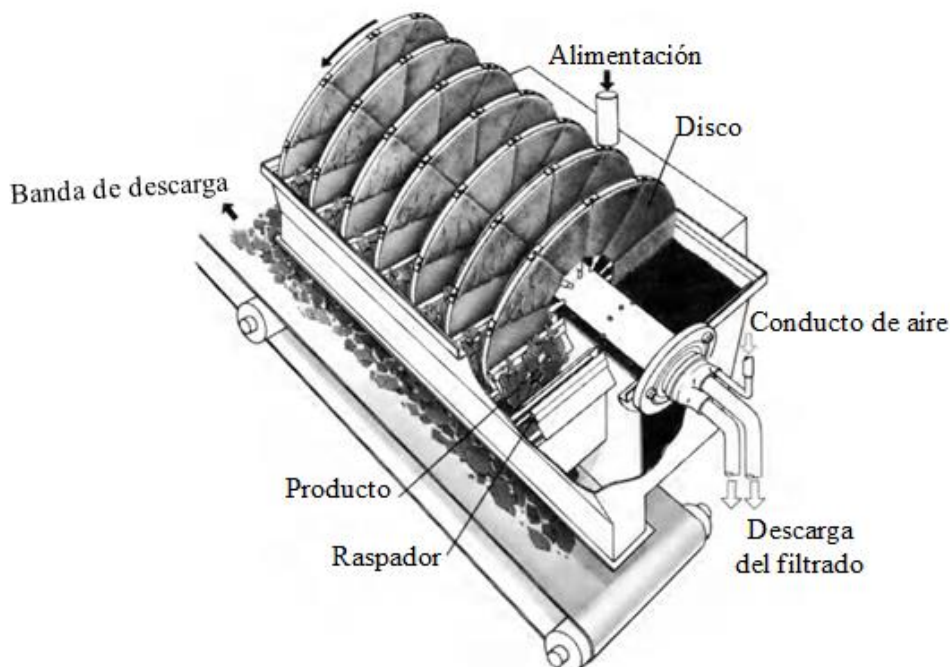
El sistema de lavado de la tela filtrante utiliza una corriente de aire invertida para eliminar los restos de torta para limpiar la tela y prepararse para el siguiente ciclo.

Wills y Finch (2016) señalan que el diámetro del tambor varía de 1 a 4.5 metros, con áreas de filtración de 1 a 80  $m^2$ , la velocidad del tambor se encuentra en el rango de 0.1 – 0.3 revoluciones por minuto, en algunos casos puede operar a tres revoluciones por minuto.

Meadows (2019) señala que estos filtros han sido utilizados después del proceso de cianuración de oro y antes del proceso Merrill – Crowe. Para las plantas de oro de 10,000 – 15,000 toneladas métricas por hora se emplean 15 - 20 filtros con una velocidad de tratamiento de 30 - 40 toneladas métricas por hora por filtro de tambor. De esta manera el filtrado del tambor (solución preñada) pasa a la etapa final de precipitación de zinc y la torta se descarga a cintas transportadoras para su transporte a la etapa de neutralización y posteriormente se deposita las colas finales, el contenido de humedad de la torta es del 22 % al 25 %. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 7, Material 8 y Material 9](#) se muestran las características de los filtros de tambor.

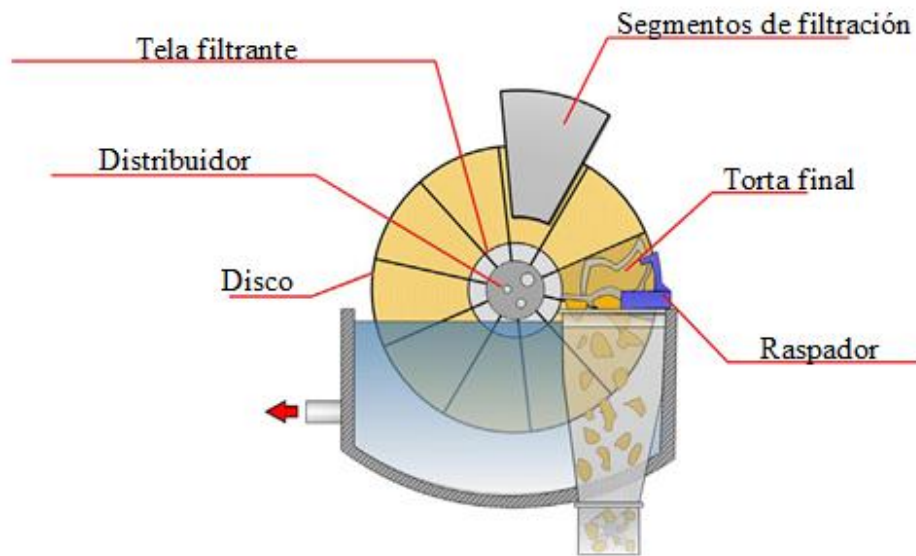
**Filtros de Disco.** El principio de funcionamiento de los filtros de disco es similar al de los filtros de tambor. El filtro de disco consta de un eje horizontal montado en dos cojinetes principales, el eje soporta y conecta a varios discos con un sistema que crea un vacío. El fondo de cada disco está sumergido en un tanque que contiene la pulpa que es filtrado mediante la aspiración que permite que los sólidos formen una torta en la superficie del disco (Figura 4.4-39). La torta se forma en ambos lados del disco; el disco gira y levanta la torta por encima del nivel de la pulpa en el tanque, después la torta se seca por succión y luego se retira mediante un golpe de aire inverso con la ayuda de un raspador.

Cada disco presenta varios sectores que están conectados individualmente a la cámara de vacío. Los sectores están cubiertos con una tela filtrante; los discos giran produciendo los diferentes ciclos de filtración, ver Figura 4.4-40. La ventaja de este equipo sobre el filtro de tambor es su mayor superficie de filtración, en este tipo de filtros se pueden montar sobre el eje varios discos cada 30 centímetros en consecuencia se puede obtener una gran área de filtración en un espacio reducido.



**Figura 4.4-39** Vista general de un filtro de discos. Burroughs (1991).

Un tipo especial del filtro de disco utiliza sectores cerámicos de microporos en lugar de una estructura de acero cubierto de una tela filtrante. Cuando se sumerge en el tanque, la acción capilar ayuda a extraer el filtrado a través de los poros de la cerámica. Existen dos tipos de material cerámicos, el primero tiene una porosidad de  $1.5 \mu m$  con una presión de entrada capilar de 1.6 bares, mientras que el segundo tiene poros de  $2.0 \mu m$  con una presión de entrada capilar de 1.2 bares. El material sólido se acumula en la superficie del disco y el desagüe continua mientras se tenga líquido presente. Este proceso se llama filtración capilar, y combina las ventajas del filtro de discos convencional con el efecto capilar. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 9 y Material 10](#) se muestran las características de los filtros de disco.



**Figura 4.4-40** Esquema de la operación de un filtro de discos. Wills y Finch (2016).

Meadows (2019) señala que los filtros de disco se utilizan para deshidratar concentrados gruesos. En general son utilizados para la industria de hierro, concentrados metálicos, colas de procesos de flotación para obtener una humedad final del 8 % - 9.5 %.

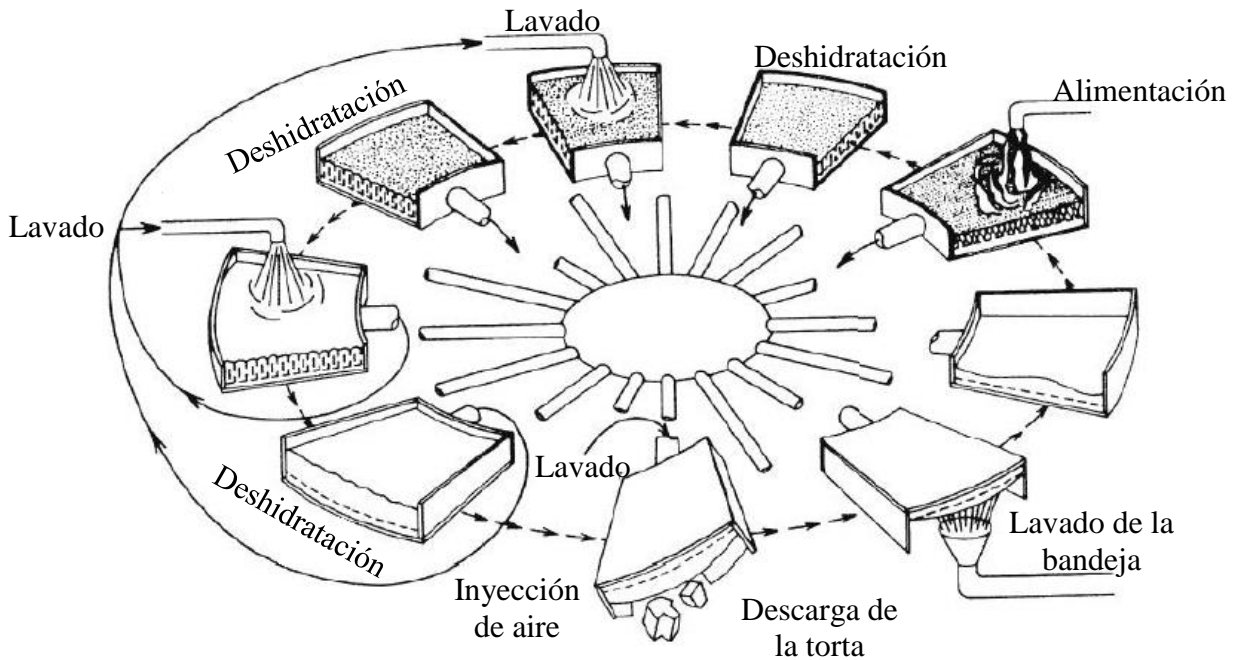
Los filtros de disco pueden adaptarse con 1 a 12 discos, los cuales pueden tener un diámetro hasta de 5 metros otorgando una superficie filtrante por disco hasta de  $30 \text{ m}^2$ . Los discos pueden tener de 12 a 30 segmentos; los de mayor número dan un rendimiento considerablemente alto. El tanque de pulpa cuenta con un agitador para mantener los sólidos en suspensión. Para una mayor eficiencia en la formación de la torta el tanque se encuentra separado en un canal para cada disco por donde circula la pulpa (Kelly y Spottiswood, 1990).

**Filtro de bandejas.** Concha (2014) indica que consta de una mesa circular con diferentes placas horizontales que sostienen la tela filtrante alrededor del eje central formando diversos segmentos; se asemeja un disco del filtro de discos solo que horizontal de gran diámetro. Las placas giran a velocidades de 0.1 a 2.0 rpm alrededor de un eje vertical central que se encuentra conectado a un sistema que genera el vacío en cada segmento. Cada placa tiene una forma trapezoidal, todas las placas se encuentran inclinadas hacia el centro (Figura 4.4-41).



**Figura 4.4-41** Vista general de un filtro de bandejas. Tomado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

La pulpa es alimentada por un distribuidor a lo largo de la placa, la filtración, eliminación del líquido, lavado se realizan bajo las condiciones del vacío antes de que la torta se descargue mediante un mecanismo que permite el giro de la placa, dejando caer por gravedad la torta a una tolva. En algunos equipos el procedimiento de descarga es asistido por la inyección de aire; cuando la placa gira y la torta cae se realiza la limpieza de la tela filtrante usando un par de aerosoles (ver Figura 4.4-42).



**Figura 4.4-42** Esquema del ciclo de un filtro de bandejas. Tomado de Mujumdar (2015).

En algunas ocasiones el sistema de descarga está provisto de un transportador mecánico de tornillo que corta y elimina la torta dejando solo una fracción de la torta para evitar daños en la tela cuando se realiza un movimiento brusco en el giro de la placa.

Burroughs (1991) menciona que estos filtros son ideales para la filtración de pulpas donde el líquido se absorbe rápidamente a través de la torta. Es ampliamente utilizado en pulpas que contiene gruesos y las características de los sólidos permiten su sedimentación rápidamente.

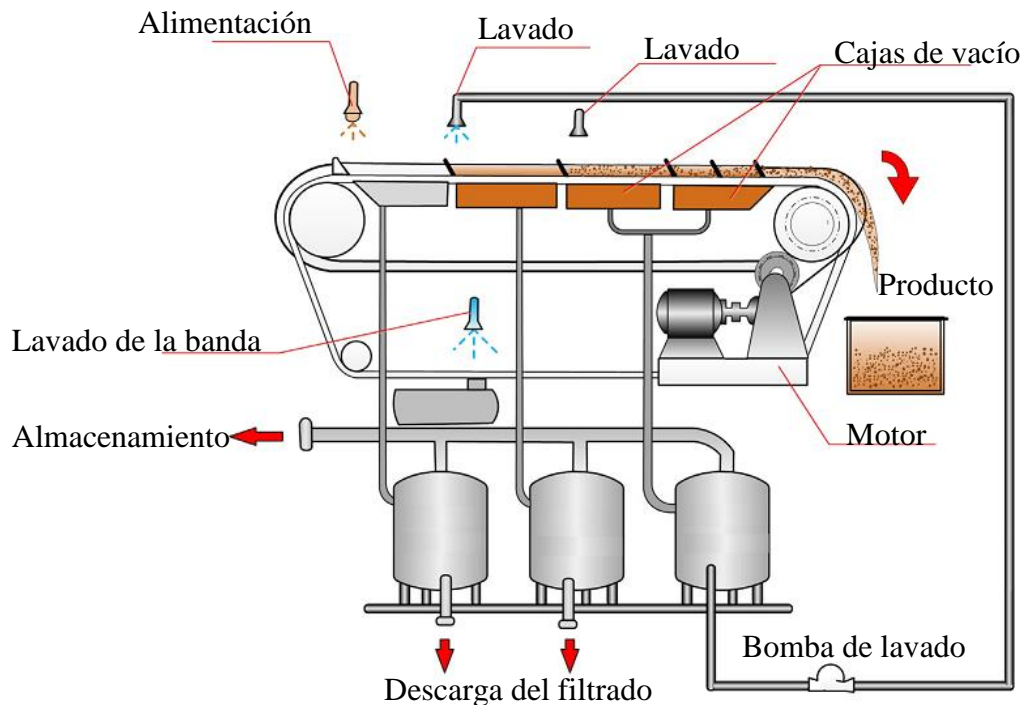
En comparación con el filtro de disco que tiene dos lados para la conformación de la torta, el filtro de placas cuenta con un solo lado, esta es una desventaja que disminuye su capacidad. Los filtros de placas están disponibles con áreas de filtrantes hasta de  $200 \text{ m}^2$ . En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 11](#) se muestran las características de los filtros de bandeja.

**Filtros de banda horizontal.** Está compuesto de una banda horizontal hecha de una tela de filtración en movimiento que soporta y transporta la torta. Se aplica un vacío debajo de la tela filtrante a través de una caja de vacío estacionaria que recorre la longitud de la banda (Figura 4.4-43).



La banda y tela se mueven alrededor de rodillos y a través de una secuencia de cajas que succionan el filtrado a velocidades de 0.5 a 1 m/s. La pulpa se alimenta en un extremo y se filtra para producir una torta que se descarga al final de la banda cuando pasa sobre el rodillo de descarga y ocurre la separación de la tela filtrante que permite un lavado con aerosoles en el retorno de la banda. La longitud del filtro puede ser hasta de 60 metros y con un área de 250 m<sup>2</sup>.

Wills y Finch (2016) mencionan que estos filtros recuperan hasta 80 % de agua. La ventaja de este filtro es la flexibilidad de la longitud de las etapas del ciclo de filtración. Estos filtros son adecuados para trabajos de filtración a gran escala, aunque ocupan un gran espacio y el costo de instalación es alto, estas desventajas se compensan con la automatización completa del proceso para lograr una alta capacidad. En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 12](#) se muestran las características de los filtros de banda.



**Figura 4.4-43** Esquema de un filtro de banda horizontal. Tomado de Wills y Finch (2016).

## Filtros de presión.

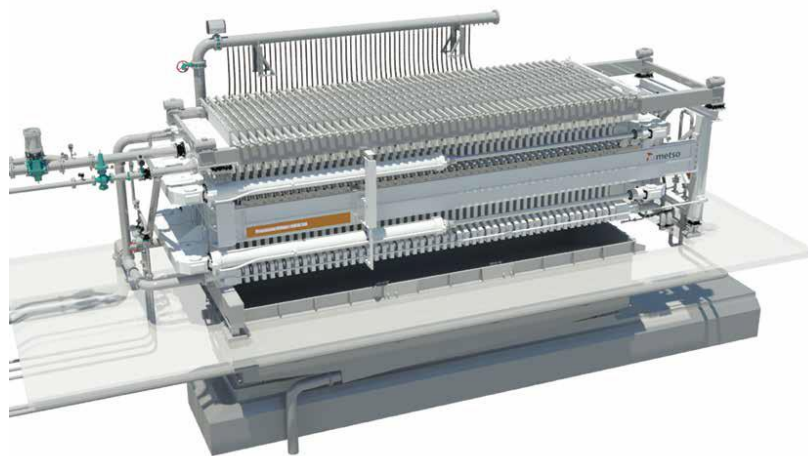
Los filtros de presión son los más utilizados para los procesos de filtración en la industria minera para obtener una humedad cerca al 8 % o menos. Estos equipos constan de tres tipos de filtros a presión, estos son el filtro de prensa horizontal y vertical por la orientación en que se aplica la presión y filtros prensa de banda (Meadows, 2019; Concha, 2014).

Los filtros prensa se dividen en diversas cámaras ya sea horizontales o verticales revestidas en ambos lados de la cámara por telas filtrantes. Las cámaras están formadas por marcos huecos y placas de filtro planas o placas empotradas adyacentes, que permiten la formación de la torta. La pulpa se alimenta a las cámaras cuadradas, rectangulares o circulares a través de un sistema de puertos entre las placas con ayuda de una bomba. La presión que ejerce estos equipos puede ser de 800 – 1,000 kPa, esta característica permite alimentar pulpas con un alto contenido de sólidos. Algunos filtros prensa actuales utilizan presiones de filtración hasta de 7,000 kPa.

En estos equipos la torta se descarga al liberar la presión con un separador automático. El lavado de la tela filtrante se logra con aerosoles que se emplean cuando las placas de la cámara filtrante se separan. Se utilizan placas con áreas de 4 x 5 metros y áreas filtrantes hasta de 2 x 2 metros permitiendo áreas de filtrado en los equipos que van de 50 – 1,000  $m^2$ .

**Filtro prensa horizontal.** Los filtros prensa horizontal cuentan con placas de filtros hechas de polímero y se encuentran suspendidos verticalmente en un marco de acero, ver Figura 4.4-44. El equipo consiste en una serie de cámaras verticales una a lado de la otra, en la parte superior de la cámara hay un diafragma que comprime la torta durante el ciclo. La mayoría de los filtros de presión y todos los filtros de prensa funcionan en ciclos por lotes. Cada ciclo consiste en un paso de llenado, donde las cámaras se llenan y se forma la torta, el paso de deshidratación sucede cuando se aplica la presión, posteriormente ocurre la descarga y limpieza de la torta.

Las placas cuentan con un ducto para alimentar la pulpa y drenar el producto filtrado. Las placas están montadas en dos barras o vigas. Estas vigas están conectadas a una cabeza móvil y cuentan con un extremo fijo, esta característica permite que las placas se compriman el extremo móvil empujando cada placa contra el extremo fijo permitiendo la presión de la torta.



**Figura 4.4-44** Vista general de un filtro de prensa horizontal. Tomado de Metso Minerals (2015).

Entre las placas se coloca una tela filtrante; en la operación las placas se mantienen juntas y la prensa se abre y se cierra mediante un pistón hidráulico. Ambas caras de la placa de filtración tienen una superficie de drenaje con una serie de ranuras que permiten que el filtrado se drene del medio filtrante, a través de un conducto ubicado en la esquina inferior de la cámara.

La pulpa se bombea para llenar cada cámara, la filtración comienza inmediatamente después de la alimentación con la cámara llena de material, se presuriza para mantener la torta y ejerce la presión para la formación de la torta. Al finalizar, la prensa se abre separando cada cámara para descargar la torta que cae sobre una banda transportadora. Por último, la tela filtrante se limpia mediante una combinación de vibraciones y aspersores de agua, posteriormente las cámaras se cierran y comienza el ciclo.

Meadows (2019) señala que el ciclo de filtración es:

1. Cierre del sistema de compresión. Antes de la alimentación se comprimen las placas a alta presión para evitar fugas del material entre las placas y sellar todas las cámaras de filtración y comenzar con el bombeo de la pulpa.
2. Formación de la torta. La alimentación de la pulpa se introduce a través de un distribuidor en todo el filtro hasta que todas las cámaras estén llenas. A medida que la pulpa se alimenta comienza a estar bajo presión, las partículas sólidas comienzan a distribuirse entre ambas caras del medio filtrante, formando una capa inicial de la torta. Este recubrimiento forma pre-filtro que parte del medio filtrante y continúa el proceso de filtración; poco a poco se engrosa la capa de la torta hasta que las tortas de ambas superficies se encuentran. El diafragma ubicado en la parte superior de cada cámara, entra a compresión reduciendo el volumen de la cámara realizando una acción que exprime a los sólidos eliminando el filtrado. Es así que el bombeo de la alimentación se coordina con la compresión hasta formar la torta, en este momento se interrumpe la alimentación.
3. Limpieza. Los filtros de presión realizan un lavado de la torta in situ con un chorro de agua a contracorriente presurizado, distribuyéndose uniformemente en la cámara. Esta fase se realiza para desplazar el líquido del proceso o los solutos presentes en la torta. Este lavado dura alrededor de 45 segundos, el agua residual dentro de la torta es eliminado inflando nuevamente el diafragma para forzar la eliminación del agua de lavado.
4. Aire comprimido. Ingresa aire a alta presión en las cámaras para desplazar la humedad retenida en los poros de la torta, eliminando el agua de lavado residual y obtener el porcentaje de humedad final de la torta.
5. Descarga de la torta. Cuando se finaliza la etapa de filtración y compresión las placas de las cámaras se abren en la sección inferior del filtro, y la torta cae por gravedad a una banda transportadora.
6. Lavado de la tela filtrante. Antes de con un nuevo ciclo, las placas se cierran y la tela filtrante se lava con agua a alta presión para mantener la superficie de filtrado libre de partículas.

En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 13, Material 14 y Material 15](#) se muestran las características de los filtros de prensa horizontal.

**Filtro prensa vertical.** La prensa de filtro vertical o torre de filtración está diseñada para grandes capacidades y producen un bajo contenido de humedad del producto. Este tipo de filtro prensa consiste en varias cámaras de filtración horizontal dentro de un marco estructural principal. Su diseño hace que las cámaras de filtración se monten uno encima de otra, lo que aumenta el área de filtración en un espacio reducido (Figura 4.4-45).

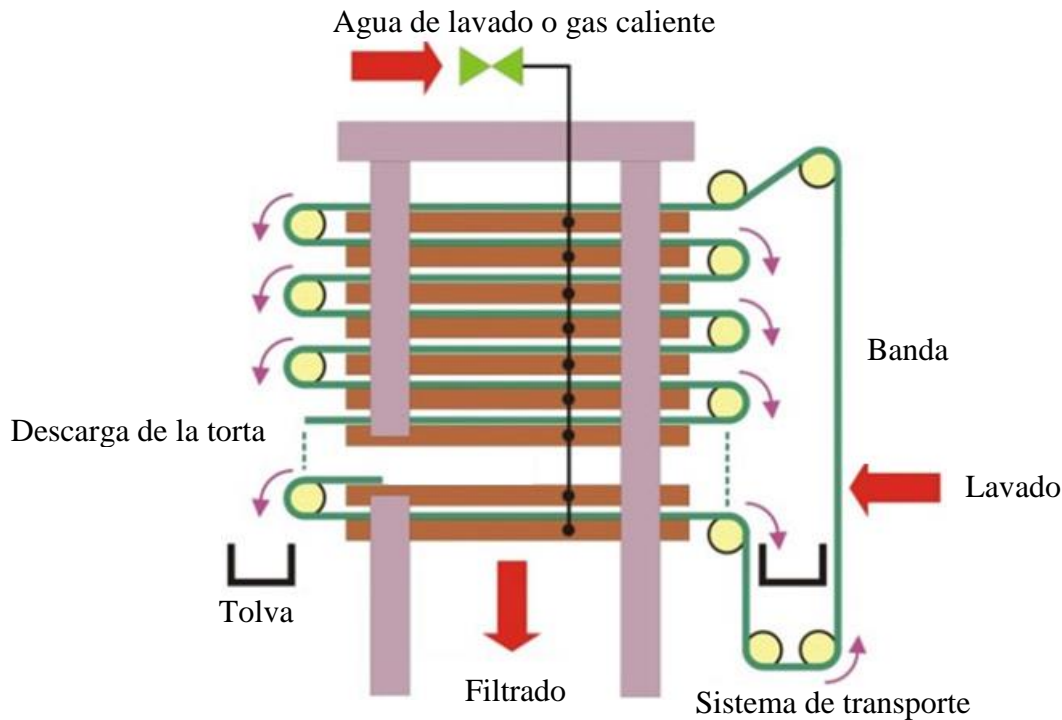


**Figura 4.4-45** Vista general de un filtro de prensa vertical. Tomado de Outotec (2015).

Cada cámara de filtración tiene sellos inflables en ambos extremos que se expanden para sellar la cámara. Las cámaras se fijan a la estructura y no tiene movimiento durante las operaciones de filtrado. Cada cámara tiene una banda transportadora de filtración montado sobre un rodillo en cada extremo del equipo. Cada rodillo tiene un motor hidráulico que acciona para descargar la torta. En la parte superior tiene un diafragma que comprime todas las cámaras de arriba hacia abajo para formar la torta final.

En lugar de las telas filtrantes fijas cuenta con una tela continua que zigzaguea a través de las cámaras de filtración y se apoya en rejillas dentro de las cámaras horizontales. Después de cerrar y sellar hidráulicamente las cámaras de filtración se inicia la presión en las cámaras. El ciclo de filtración es similar al de las unidades horizontales.

Al finalizar, se abre la prensa y la tela de filtro avanza automáticamente como una banda transportadora hacia delante para descargar los pasteles sin una asistencia manual, ver Figura 4.4-46. Al mismo tiempo, la tela filtrante que sale del paquete de la cámara se lava con rociadores de agua a alta presión para ayudar a mantener su permeabilidad.



**Figura 4.4-46** Esquema de operación de un filtro de prensa vertical. Adaptado de Merkus y Meesters (2016).

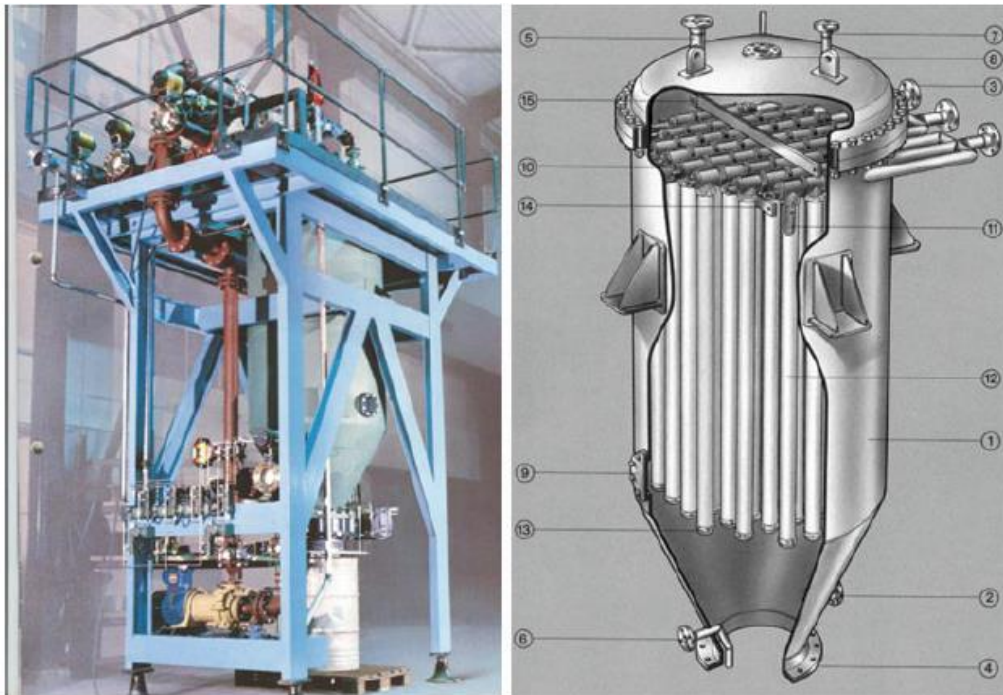
Meadows (2019) menciona que el ciclo de filtración del filtro de prensa vertical es:

1. Formación de la torta. La alimentación se bombea en las cámaras de filtración a través de puertos de alimentación en la parte superior. La filtración comienza inmediatamente en ambos lados de la cámara, a medida que se depositan sólidos en las paredes de las cámaras aumenta la presión, liberando el filtrado que se drena de cada cámara por puertos, una vez que la cámara está llena, la alimentación se corta.
2. Prensado primario. El aire o agua a alta presión infla el diafragma reduciendo el volumen de las cámaras que exprime los sólidos para eliminar un porcentaje alto del filtrado.
3. Lavado de la torta. El diseño del filtro permite que la torta se lave in situ para maximizar la eliminación de soluto o recuperar el líquido de la torta. Esto logra un líquido de lavado que se distribuye a través del filtro.
4. Prensado secundario. El diafragma se vuelve a inflar forzando que el líquido de lavado utilizado en la etapa anterior se elimine. Esta etapa permite obtener un alto contenido de sólidos y una humedad baja.
5. Aire a presión. La filtración se completa al inyectar aire a alta presión permitiendo obtener el contenido final de humedad.
6. Liberación de la torta y lavado. Para la descarga de la torta las placas se abren y las tortas se transportan fuera de cada cámara cuando la tela filtrante mediante su avance. Para mantener la tela filtrante se lava con rociadores de agua a alta presión. Para terminar el ciclo la tela filtrante regresa a su posición original y el ciclo se repite.

Estos equipos son los más utilizados en la filtración de concentrados metálicos porque son capaces de producir más de 200 toneladas métricas por hora de sólidos secos y ofrecen características de lavado mejores que los filtros de prensa horizontal. Estas unidades tienen un área de filtración hasta de  $234\text{ m}^2$ . En el [Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 16, Material 17, Material 18, Material 19 y Material 20](#) se muestran las características de los filtros de prensa vertical.

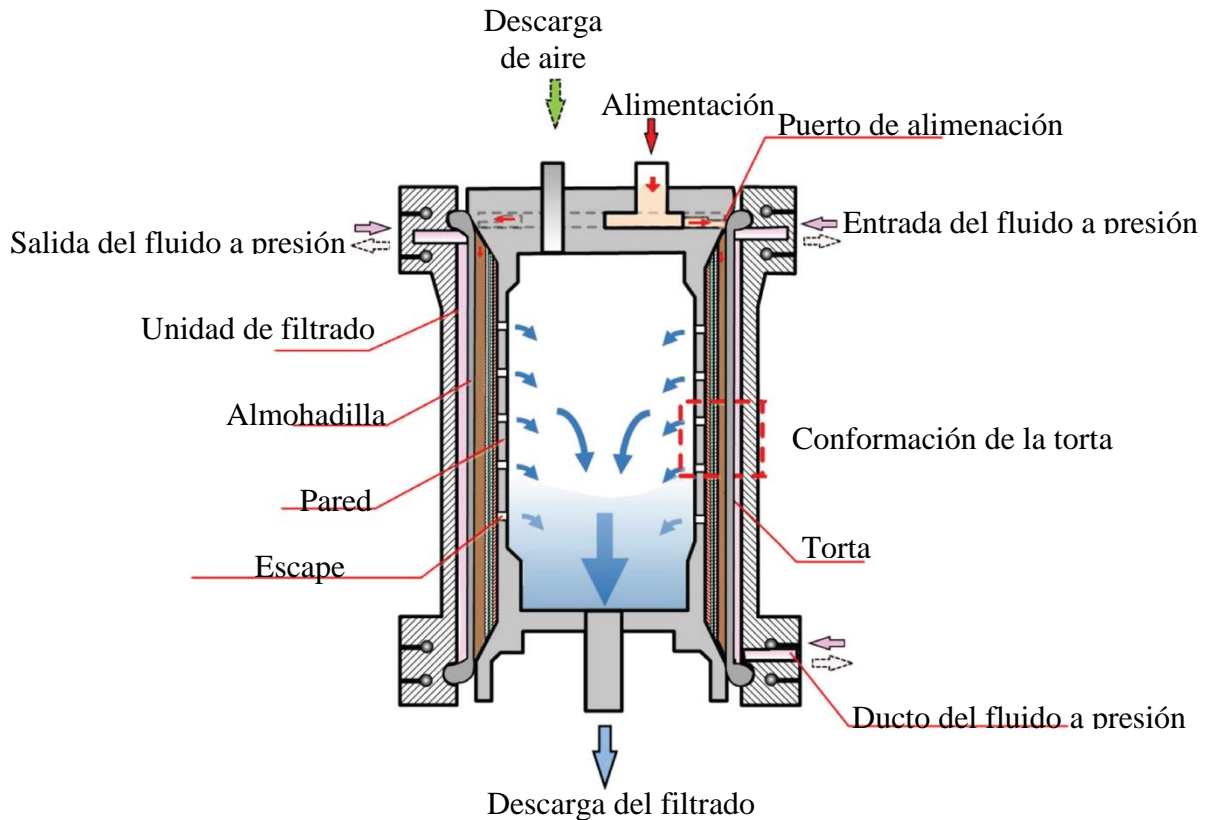
**Filtro de tubos a presión.** En procesos donde se requiere la filtración de material ultra-fino requiere un equipo especial, un material fino involucra grandes fuerzas de resistencia capilar que exigen altas presiones de aire, para esta tarea fue diseñado el filtro de tubos. Al realizar la filtración en un tubo, se pueden utilizar presiones de hasta de 100 bares (Wills y Finch., 2016).

Este equipo consta de una carcasa con un diafragma en cada extremo que forma una cámara presurizada, en el interior se encuentra una serie de tubos porosos cubiertos con una tela filtrante, en el exterior de estos tubos se forma la torta. El filtrado fluye dentro de los tubos porosos y se descarga en el fondo de la carcasa (Figura 4.4-47).



**Figura 4.4-47** Vista general de un filtro de tubos a presión. Tomado de Concha (2014).

La pulpa se alimenta a presión para llenar el espacio entre los tubos, posteriormente se aplica una presión en la cámara para inducir una filtración en dirección radial. La descarga de la torta se logra abriendo la cubierta de la cámara y se inyecta aire a presión en los tubos para descargar la torta. Cuando la torta cae por gravedad, los tubos lavan la tela con la inyección de agua de lavado, en la Figura 4.4-48 se muestra el proceso de filtración en un tubo poroso.



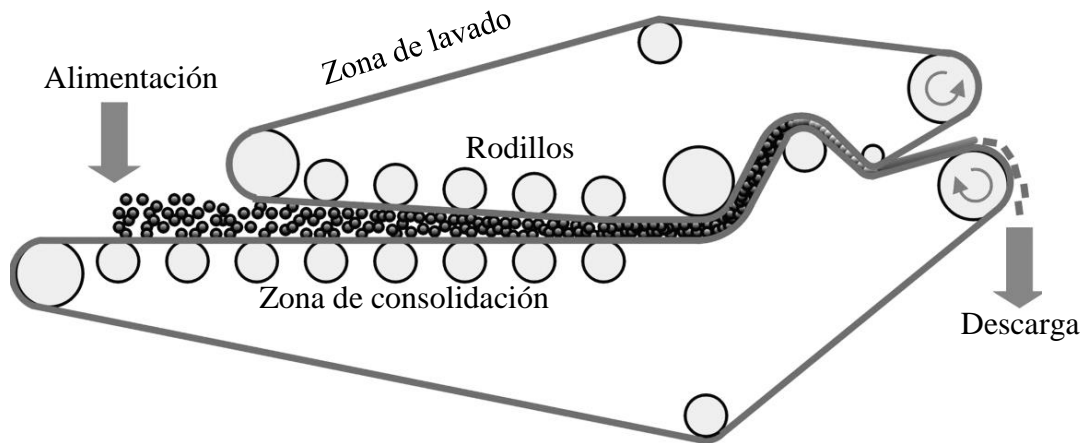
**Figura 4.4-48** Operación de un tubo a presión. Adaptado de Wills y Finch (2016).

Estos equipos son utilizados en grupos paralelos para producir un área de filtrado alta, esto se debe a que cada unidad presurizada se ve limitada a un área de filtración de  $3m^2$ . Las presiones ejercidas para formar una torta a partir de material fino pueden ser hasta de 10,000 kPa y por lo tanto se produce una torta con un bajo contenido de humedad. Estos equipos tienen un alto costo de capital y de operación, ya que pueden incorporarse un proceso de secado térmico al inyectar aire caliente para lograr una torta con menor humedad.

**Filtro de banda a presión.** Meadows (2019) indica que el filtro de banda a presión es un equipo para la deshidratación de pulpas que emplea la presión mecánica, es un equipo utilizado para tratar residuos de plantas de lavado de carbón, pulpas floculadas y tratamiento de aguas residuales.

El equipo se caracteriza por dos bandas continuas tensadas que genera una cámara de filtración entre las dos telas filtrantes, el material se introduce en la filtrante de la banda inferior y luego entra a presión a medida que la banda se mueve sobre una secuencia de rodillos que van disminuyendo de diámetro conforme avanzan las bandas. El líquido filtrado se elimina a través de la tela filtrante por gravedad, gracias a la presión mecánica ejercida para crear la torta, al final del trayecto entre las bandas se descarga la torta, ver Figura 4.4-49.

El lavado de la tela filtrante se realiza usando rociadores de agua después de la descarga de la torta. Este equipo es un filtro de operación continua con costos de capital y operación bajos. La presión ejercida es relativamente baja, se emplea para procesar pulpas con un alto contenido de finos con partículas hasta de  $600 \mu m$ .



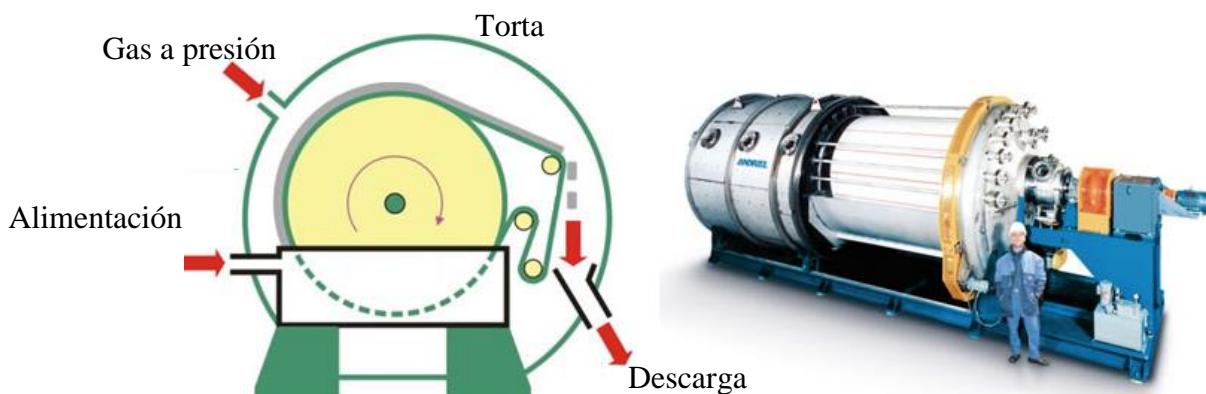
**Figura 4.4-49** Operación de un filtro de banda a presión. Adaptado de Tarleton y Wakeman (2006).

Estos equipos están dimensionados para tener un rendimiento por metro del ancho de la banda en un determinado tiempo. Los anchos de banda comerciales varían de 1.2 a 3.0 metros que permiten capacidades de 3 - 12 toneladas secas dependiendo de las condiciones de alimentación. Estos equipos son sensibles a algunas características de alimentación como el tamaño de partícula, la gravedad específica de los sólidos, contenido de volátiles y consistencia de la pulpa.

### Filtros hiperbáricos.

En estos equipos al colocar un disco convencional o un filtro de tambor en un recipiente presurizado, se aumenta la caída de presión disponible hasta cuatro bares o más. En los filtros hiperbáricos el porcentaje de humedad puede reducirse hasta un 8%.

**Filtro de tambor hiperbárico.** Es un equipo especial para una filtración continua cuando la pulpa contiene un alto porcentaje de finos. Este filtro a presión es similar en su principio al filtro de tambor que emplea un vacío para la formación de una torta. El tambor rotativo a presión comprende de un tambor giratorio donde la pulpa se alimenta en el fondo. El tambor se encuentra encerrado en una carcasa sellada. En lugar de aplicar un vacío dentro de los segmentos del tambor, la presión dentro de la cámara se eleva mediante un gas comprimido hasta 700 kPa que facilita la filtración a presión en la superficie del tambor (Figura 4.4-50).



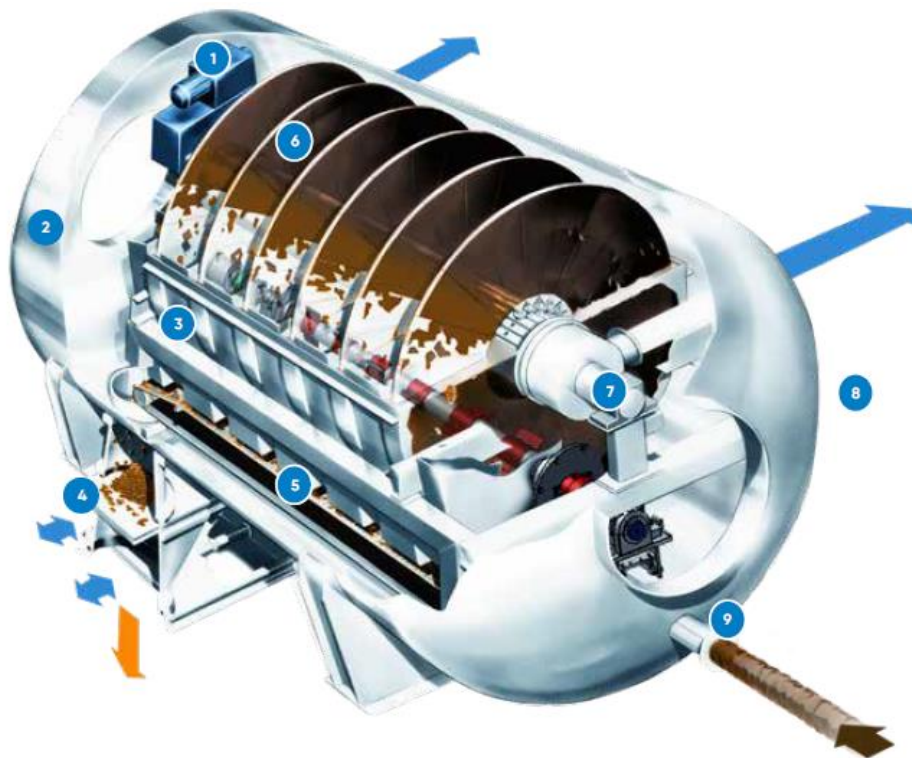
**Figura 4.4-50** Esquema de operación de un filtro de tambor hiperbárico. Adaptado de Merkus y Meesters (2016).



El 30 % del área de la cara del tambor se encuentra sumergida en la pulpa y el tambor gira a una velocidad hasta de 6 rpm. La sobrepresión dentro de la cámara, obliga a que el líquido se filtre a través de la tela filtrante. El filtrado se drena a través de celdas de succión, tuberías de filtrado y válvulas de control. La cara del tambor se divide en diferentes procesos al igual que el filtro de tambor que funciona al vacío para la formación de la torta. En cada revolución, cada punto del área del tambor pasa a la zona de pulpa.

La descarga de la torta se logra de igual manera con la inyección de aire inverso y un raspador, la torta cae en una tolva dentro de la cámara y es recolectado por un transportador de tornillo para salir de la cámara presurizada. Estos equipos tienen un área de filtrado hasta de  $41\text{ m}^2$  con un diámetro del tambor de 2.6 metros y un ancho del tambor hasta de 5 metros (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 21).

**Filtro de disco hiperbárico.** Estos equipos son utilizados para la filtración de pulpas con un alto contenido de finos con una alta resistencia y con un contenido de humedad bajo. La operación de este filtro es similar en forma y operación a su contraparte accionada por vacío con la adición de una carcasa presurizada envolvente. Los discos rotativos cubierto de tela, tiene un área de filtración entre  $2$  y  $170\text{ m}^2$ , la cámara se presuriza hasta  $700\text{ kPa}$  para promover la formación de la torta y generar un rendimiento alto en comparación con los filtros de disco al vacío, ver Figura 4.4-51 (Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.5 Separación sólidos líquido – Material 22).



**Figura 4.4-51** Vista general de un filtro de disco hiperbárico. Leyenda: (1) Sistema de accionamiento, (2) Recipiente a presión, (3) Canal de filtrado, (4) Torta final, (5) Banda transportadora, (6) Filtro en disco, (7) Eje central del filtro, (8) Agitador de paletas y (9) Alimentación de la torta. Tomado de Andritz (2019).

#### 4.4.2.3 MODELO DEL PROCESO DE FILTRACIÓN

En el proceso de filtración existen dos conceptos importantes permeabilidad y porosidad. La semi permeabilidad del medio filtrante permite que los líquidos pasen y evita que los sólidos formen parte del filtrado. El medio filtrante comprende de una gran cantidad de capilares que forman canales para el flujo del filtrado.

Gupta y Yan (2016) mencionan que la Ley de Poiseuille el flujo del líquido a través de los capilares es aplicable al medio filtrante y a la torta. La ley de Poiseuille menciona que la velocidad de filtración por unidad de área del lecho filtrante es igual a la relación entre la fuerza motriz, el producto de las fuerzas resistentes totales y la velocidad del fluido. Las fuerzas resistente totales " $R_T$ ", esta dada por la suma de las fuerzas resistentes del medio " $R_M$ " y la torta  $R_C$ . Por lo tanto, se tiene:

$$R_T = R_C + R_M \quad (4.4.54)$$

Considerando que la estructura de la torta no cambia con la presión. La resistencia de la torta es proporcional a la masa de la torta seca depositada durante la filtración, es decir:

$$R_C = \frac{\alpha M_C}{A} \quad (4.4.55)$$

Donde:

$M_C$ : Masa de torta en seco en kg.

$A$ : Área en  $m^2$ .

$\alpha$ : Resistencia específica de la torta (resistencia por unidad de masa por área) (m/kg).

Si " $V$ " es el volumen de filtrado producido en un tiempo " $t$ " por la aplicación de una presión diferencial " $\Delta P$ ", entonces el caudal volumétrico del filtrado de acuerdo a la ley de Poiseuille es:

$$Q_V = \frac{d_V}{d_t} = \frac{A(\Delta P)}{\mu(R_T)} = \frac{A(\Delta P)}{\mu(R_C + R_M)} = \frac{A(\Delta P)}{\mu \left[ \frac{M_C}{A} (\alpha) + R_M \right]} \quad (4.4.56)$$

La expresión 4.4.56 es la ecuación fundamental en la que se basa el proceso de filtración, esta ecuación considera que  $R_M$  es constante, la resistencia de la torta es uniforme y constante. Además  $R_C$  se encuentra en función del área superficial específica de las partículas que forman la torta ( $S$ ), porosidad ( $\epsilon$ ) y el diámetro del poro ( $d_\epsilon$ ). Esta idealización permite estimar el caudal del líquido filtrado.

El área superficial específica de las partículas es igual a  $6/d_p$ , donde " $d_p$ " es el diámetro de la partícula. La porosidad " $\epsilon$ " se define como la relación del volumen vacío al volumen total del lecho de partículas.

Se puede estimar el valor de  $R_C$  si se determina  $d_\epsilon$ , esto es prácticamente difícil y regularmente el problema se resuelve con el supuesto de Darcy sobre la permeabilidad. Darcy menciona que al trabajar con un medio poroso se establece que la caída de presión de un fluido que pasa a través de un medio poroso es proporcional al espesor del lecho, caudal de flujo, viscosidad y es inversamente proporcional al área de la sección transversal. Lo cual se expresa como:

$$\Delta P = \frac{L(Q)(\mu)}{KA} \quad (4.4.57)$$

Esta ecuación representa a la ley de Darcy, donde  $K$  es una constante de proporcionalidad y se define como la permeabilidad del medio poroso. La permeabilidad está relacionada con la resistencia específica de la torta mediante la expresión:

$$K = \frac{1}{\alpha(1 - \varepsilon)\rho_s} \quad (4.4.58)$$

La velocidad del fluido en un tiempo " $t$ " se puede obtener a partir de la expresión:

$$Q = \frac{d_V}{d_t} = \frac{K(\Delta P)(A)}{L(\mu)} \quad (4.4.59)$$

Gupta y Yan (2016) señalan que un fluido a través de los poros está sujeto a la resistencia a la fricción y por lo tanto no se puede comparar con el flujo a través de un tubo liso donde la fricción es casi nula. Por lo tanto, la velocidad de flujo a través de un medio poroso se considera una velocidad superficial.

De esta manera, los modelos de diseño del proceso de filtración de tortas a presión y vacío toman como referencia la Ley de Darcy. La ecuación de filtración relacionada con el volumen acumulado de filtrado  $V_f$ , es decir la cantidad del líquido eliminado con el tiempo de filtración es:

$$\frac{d_V}{d_t} = \frac{A(\Delta P)}{\mu[(\alpha(c)(V_f) + A(R))]} \quad (4.4.60)$$

Donde:

$A$ : Área del medio filtrante dedicada para la filtración,  $m^2$

$\Delta P$ : Presión de filtración,  $N/m^2$

$\mu$ : Viscosidad del líquido,  $N.s/m^2$

$R$ : Resistencia del medio filtrante,  $m/kg$

$\alpha$ : Resistencia específica de la torta,  $m/kg$

$c$ : Concentración de sólidos para el proceso de filtración,  $kg/m^3$

El espesor de la torta para un filtro presión se puede estimar por la relación del volumen acumulado de filtrado y las propiedades de la torta:

$$L_f = \left(\frac{V_f}{A}\right) \left(\frac{S(\rho_s(m - 1) + \rho_l)}{\rho_s(1 - m(S))}\right) \quad (4.4.61)$$

La formación de la torta de un filtro de vacío tiene lugar a un nivel constante del vacío. Por lo tanto, el modelo del proceso se basa en la versión cuadrática de la ecuación derivada de la Ley de Darcy, considerando que la formación de la torta en un período de tiempo fijo el volumen de filtrado está dado por:

$$V_f = \frac{A}{c} \left( -\frac{R}{\alpha} + \sqrt{\left(\frac{R}{\alpha}\right)^2 + \frac{2(c)(t)(\Delta P)}{(\mu)(\alpha)}} \right) \quad (4.4.62)$$

De esta forma el espesor de la torta en un filtro de vacío estaría dado por:

$$L_f = \frac{1}{\rho_s(c)} \left( -\frac{R}{\alpha} + \sqrt{\left(\frac{R}{\alpha}\right)^2 + \frac{2(c)(t)(\Delta P)}{(\mu)(\alpha)}} \right) \quad (4.4.63)$$

Donde "t" es el tiempo de filtración.

En un filtro con una operación por lotes, cuando se completa el ciclo de descarga, se lava la tela filtrante y se continúa con el siguiente ciclo hasta que se filtre todo el volumen de la pulpa. El tiempo necesario que se lleva en la descarga y preparar la tela filtrante para el siguiente ciclo es tiempo que reduce la productividad del filtro.

En un proceso continuo el tiempo de preparación para el siguiente ciclo es mínimo. La permeabilidad que se logra con el medio filtrante y el lecho de partículas determina la velocidad del proceso. La permeabilidad del medio filtrante es constante y la del lecho de partículas es variable porque depende de las características de las partículas depositadas y la presión aplicada en el lecho de partículas.

En el ciclo de filtración las etapas de lavado y secado de la torta son tiempos que afectan la economía de la operación. El secado de la pulpa es un fenómeno complejo porque siempre queda una saturación de agua residual en la torta que no se elimina fácilmente en el ciclo de filtración.

### Filtración a presión constante.

Cuando el proceso es una filtración a presión constante, lleva un tiempo llegar a esta presión. Durante este periodo se acumula una capa delgada de sólidos en el medio filtrante, cuando se consigue la presión requerida se puede mantener constante y lograr el espesor de la torta deseado. La expresión para una filtración en condiciones de presión constante es:

$$d_v = \frac{A(\Delta P)}{\mu \left[ \frac{(\alpha)M_c}{A} + R_M \right]} \quad (4.4.64)$$

Donde  $M_c$  está dado por:

$$M_c = \frac{\rho_L(m_f)}{(1 - m(m_f))} (V) = C_m V \quad (4.4.65)$$

$m_f$ : Fracción de sólidos en la alimentación.

$m$ : Humedad de la torta expresada como (masa de la torta húmeda/masa de la torta seca).

$C_m$ : Concentración de sólidos para la humedad de la torta,  $kg/m^3$ .

$V$ : Volumen acumulado del filtrado.

Por lo tanto, se tiene que:

$$M_C = \left[ \frac{1}{C_F} - \frac{1}{\rho_S} - \frac{(m-1)}{\rho_L} \right]^{-1} (V) \quad (4.4.66)$$

Sustituyendo el valor de  $M_C$  de la expresión 4.4-65 en la expresión 4.4-64 se tiene:

$$d_t = \frac{\mu(\alpha)(C_m)}{A^2(\Delta P)} (V) d_V + \frac{\mu(R_M)}{A(\Delta P)} d_V \quad (4.4.67)$$

Integrando la ecuación 4.4-67 desde  $V = 0$  y  $V = V$  a una presión constante se tiene:

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu(\alpha)(C_m)(V)}{2(A^2)(\Delta P)} + \frac{\mu R_M}{A(\Delta P)} \quad (4.4.68)$$

Esta ecuación se puede simplificar como:

$$\frac{t}{V} = \frac{K_1}{\Delta P} (V) + \frac{K_2}{\Delta P} \quad (4.4.69)$$

Esta expresión representa la curva de presión – tiempo donde la presión es constante, donde:

$$K_1 = \frac{\mu(\alpha)(C_m)}{2(A^2)} \quad (4.4.70)$$

$$K_2 = \frac{\mu R_M}{A} \quad (4.4.71)$$

Cuando se traza  $t/V$  contra  $V$  se obtiene una línea recta con una pendiente igual a  $K_1/\Delta P$  e intercepta a  $K_2/\Delta P$ , a partir de la cual se determinan la resistencia específica de la torta y la resistencia promedio.

Si  $t_1$  es el momento en que comenzó la presión constante, la operación continua hasta un tiempo  $t$  durante el cual se obtiene los volúmenes de filtrado  $V_1$  y  $V$ , entonces la expresión 4.4.67 se integra de valores límite de  $t_1, t$  y  $V_1, V$ . Obteniendo la siguiente expresión:

$$\frac{(t - t_1)}{(V - V_1)} = \frac{K_1}{\Delta P} (V + V_1) + \frac{K_2}{\Delta P} \quad (4.4.72)$$

Gupta y Yan (2016) señalan que utilizar esta expresión en condiciones industriales, es necesario asegurarse que la velocidad de alimentación de la pulpa, los niveles del tanque y el diferencial de presión sean constantes. El error del resultado se atribuye a las características del tejido del medio filtrante por su uso durante cada ciclo.

### Ejemplo 4.4.2

Una pulpa de un mineral de níquel con un peso específico de  $3,091 \text{ kg/m}^3$ , se usó ácido sulfúrico diluido en el proceso aguas arriba de la filtración por lo tanto es fundamental su filtración. La pulpa contiene el 28 % de sólidos, después de disolver las sales solubles, la pulpa se filtró a través de un medio cerámico en forma de disco con un área de  $0.178 \text{ m}^2$ .

La presión inicial aplicada fue de 10 kPa, el filtrado obtenido después de un aumento gradual de la presión a intervalos conocidos dio un espesor de torta de 12 mm y obtuvo en la torta un 12 % de humedad. Los datos recolectados son:

**Tabla Ejemplo 4.4.2-1**  
Datos de las pruebas de filtración.

Observación	$\Delta P (x 10^5 Pa)$	Tiempo (s)	Volumen de filtrado
1	0.1	72.4	0.072
2	0.4	130	0.079
3	0.6	823	0.112
4	0.8	1082.4	0.124
5	1	1370	0.138
6	1.2	1740.9	0.154
7	1.4	2400	0.18
8	1.4	3010	0.201
9	1.4	3640	0.221
10	1.4	4280	0.239
11	1.4	4820	0.253
12	1.4	5350	0.267
13	1.4	5800	0.278
14	1.4	6250	0.289
15	1.4	6700	0.299
16	1.4	7150	0.308

La temperatura del filtrado fue de  $25^\circ \text{ C}$ . Determinar la resistencia específica de la torta y el medio filtrante.

#### Solución.

En la tabla con los resultados de la prueba se puede observar que después de 2,400 segundos, se alcanza una presión constante y el volumen de filtrado eliminado hasta este tiempo es de  $0.18 \text{ m}^3$ . Por lo tanto:

$$t_1 = 2400 \text{ s}$$

$$V_1 = 0.18 \text{ m}^3$$

Ahora se debe de determinar  $t - t_1$  y  $V - V_1$ , por ejemplo:

Para la observación 1.

$$t - t_1 = 72.4 - 2400 = -2327.6 \text{ s}$$

$$V - V_1 = 0.072 - 0.18 = -0.108 \approx 0.11 \text{ m}^3$$

Para la observación 2.

$$t - t_1 = 130 - 2400 = 2270 \text{ s}$$

$$V - V_1 = 0.079 - 0.18 = -0.101 \text{ m}^3$$

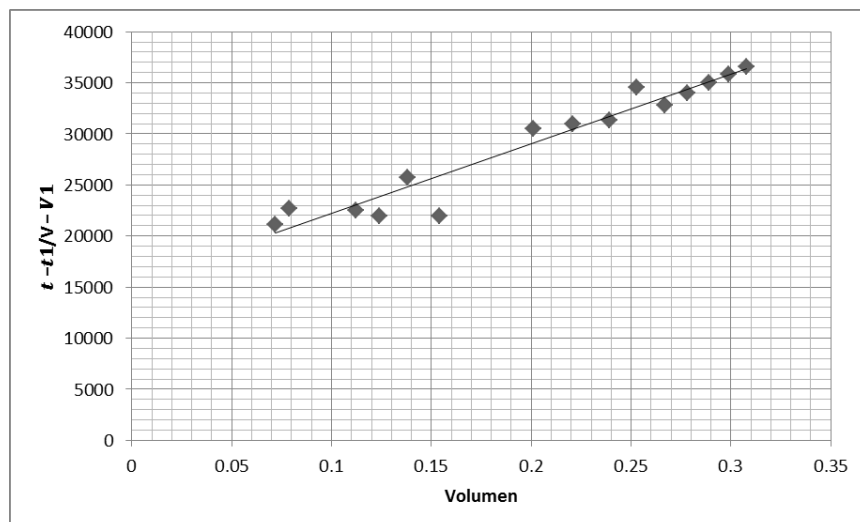
Ahora  $t - t_1/V - V_1$  para la observación 1 es:

$$t - t_1/V - V_1 = -2327.6/-0.108 = 21,160$$

**Tabla Ejemplo 4.4.2-2**  
Volumen y tiempo de filtración.

Observación	$t - t_1$	$v - V_1$	$t - t_1/V - V_1$
1	-2327.6	-0.11	21160
2	-2270	-0.1	22700
3	-1577	-0.07	22528.6
4	-1317.6	-0.06	21960
5	-1030	-0.04	25750
6	-659.1	-0.03	21970
7	0	0	0
8	610	0.02	30500
9	1240	0.04	31000
10	1880	0.06	31333.3
11	2420	0.07	34571.4
12	2950	0.09	32777.8
13	3400	0.1	34000
14	3850	0.11	35000
15	4300	0.12	35833.3
16	4750	0.13	36538.5

Ahora trazando  $t - t_1/V - V_1$  contra el volumen como se muestra en el siguiente gráfico, trazando la línea de tendencia de los puntos obtenidos bajo la condición de presión constante se tiene:



**Figura Ejemplo 4.4.2-1** Curva de filtración.

Entonces se tiene:

$$\frac{(t - t_1)}{(V - V_1)} = 68168(V) + 15387$$

En este caso la pendiente de esta recta es  $68,168 \text{ s/m}^6$ , que es el valor de  $(K_1/\Delta P)$  y la intersección es igual a  $15,387 \text{ s/m}^3$  que es igual a  $[(K_2/\Delta P) + (V_1 K_1/\Delta P)]$ .

Sustituyendo los valores tenemos:

$$68168 = K_1/\Delta P$$

Entonces:

$$K_1 = 68168(1.4)(10^5) = 9,543,520,000 \text{ Pa. s/m}^6$$

$$K_2 = [15387 - 0.18(68168)] (1.4)(10^5) = 436,346,400 \text{ Pa. s/m}^6$$

Considerando que la viscosidad el ácido sulfúrico a  $25^\circ$  es  $1.33 \text{ mPa.S}$  y la densidad del ácido sulfúrico al 5% es de  $1,030 \text{ kg/m}^3$ .

Para una torta con una humedad del 12% se tiene:

$$m = \frac{\text{masa de la torta húmeda}}{\text{masa de la torta seca}} = \frac{100}{100 - 12} = 1.136$$

$$C_m = \frac{\rho(m_F)}{(1 - m(m_F))} = \frac{1030 (0.28)}{1 - (1.136 (0.28))} = 423.0 \text{ kg/m}^3$$

$$\alpha = \frac{2(A^2)(K_1)}{\mu(C_m)} = \frac{2(0.178^2)(9,543,520,000)}{0.00133(423)} = 1.075 \times 10^9 \text{ m/kg}$$

$$R_M = \frac{K_2 A}{\mu} = \frac{436,346,400(0.178)}{0.00133} = 5.84 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$$



### Filtración a volumen constante.

En la práctica es importante que la velocidad del flujo del filtrado sea constante para recuperar el agua del proceso. Para mantener la productividad se aumenta la presión de la filtración. Una expresión que relaciona el caudal volumétrico y la presión es:

$$Q_V = \frac{V}{t} = \frac{d_V}{d_t} = \text{constante} \quad (4.4.73)$$

Sustituyendo el valor de  $Q_V$  por  $d_V/d_t$  en la expresión 4.4-67 se tiene:

$$\Delta P = Q_V \left[ \frac{\mu(\alpha)(C_m)(V)}{A^2} + \frac{\mu(R_M)}{A} \right] \quad (4.4.74)$$

La expresión 4.4-73 se describe como:

$$\Delta P = \alpha(\mu)(C_m) \left[ \frac{Q_V^2}{A^2} \right] (t) + \frac{\mu(R_M)(Q_V)}{A} \quad (4.4.75)$$

Esta expresión se simplifica como:

$$\Delta P = 2K_1(Q_V^2)(t) + K_2(Q_V) \quad (4.4.76)$$

Esta ecuación se evalúa trazando  $\Delta P$  contra  $t$ . El gráfico tiene un comportamiento lineal con una pendiente dada por  $2K_1(Q_V^2)$  y la intersección por  $K_2(Q_V)$ . Esta expresión proporciona una velocidad de volumen de filtración y el cambio requerido en la presión con el tiempo para mantener la velocidad del flujo constante del filtrado. Considerando que la torta de filtrado no es compresible.

### Ejemplo 4.4.3

Una pulpa con un 20 % de mineral de oro y sílice fue filtrado constantemente para recuperar el oro. El área de la superficie de medio filtrante era de  $0.09 \text{ m}^2$ , la presión se incrementó gradualmente para mantener una velocidad de filtración de  $1.8 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ . Estimar la resistencia de la torta y el medio filtrante.

Considere una densidad del sólido de  $3,845 \text{ kg/m}^3$ , densidad del filtrado de  $1,000 \text{ kg/m}^3$ , viscosidad del filtrado a  $25^\circ\text{C}$  de  $0.89 \text{ mPa}\cdot\text{s}$  y una humedad de la torta de 10%. En la siguiente tabla se muestran los datos de la filtración:

**Tabla Ejemplo 4.4.3-1**  
Datos de las pruebas de filtración.

Tiempo de recuperación del filtrado	50	100	150	200	250	s
Presión diferencial	1.2	1.52	2.08	2.5	3	( $\times 10^4 \text{ Pa}$ )

### Solución.

La humedad de la torta es de:

$$m = \frac{100}{100 - 10} = 1.11$$

Concentración de la alimentación es:

$$C_m = \frac{1000(0.20)}{(1 - (1.11(0.20)))} = 257.1 \text{ kg/m}^3$$

A la trazar un gráfico a partir de los datos de la filtración y trazando una línea de tendencia se tiene:

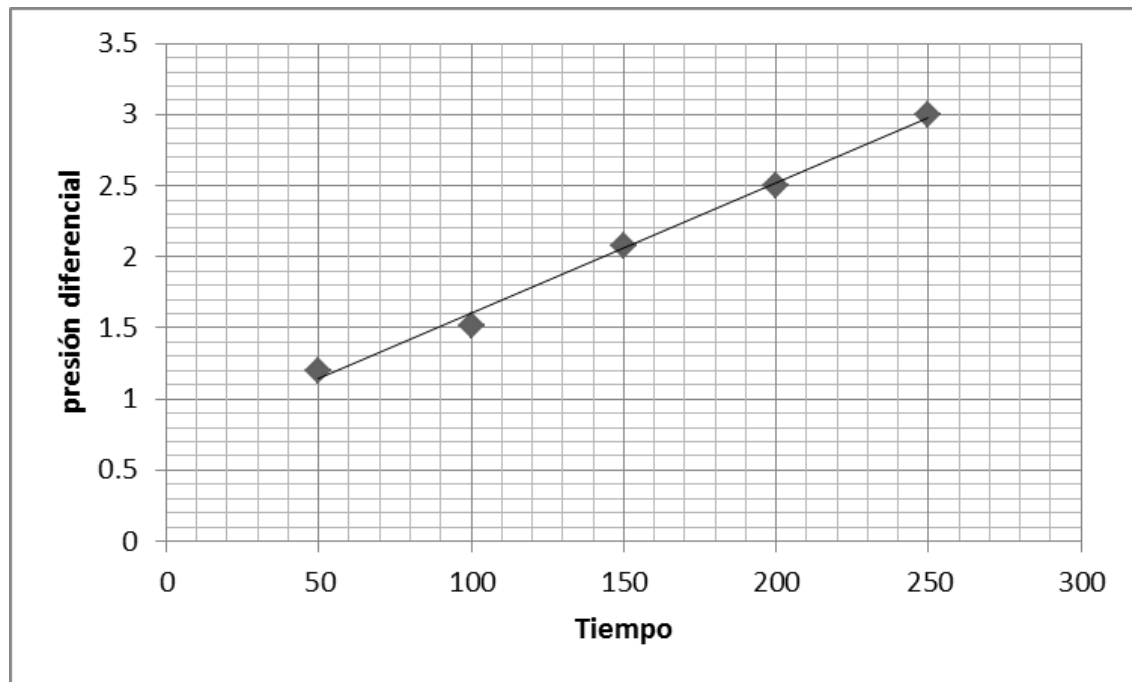


Figura Ejemplo 4.4.3-1 Línea de tendencia de filtración.

La intersección y la pendiente de la línea de tendencia son 6.86 kPa y 0.091 kPa/s respectivamente.

Se tiene que:

$$6.86 (100) = \frac{\mu(R_M)(Q_V)}{A}$$

Despejando se tiene:

$$R_M = \frac{6860(0.09)}{(1.8 \times 10^{-5}(0.00089))} = 3.85 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$$

De igual manera:

$$0.0916(1000) = \frac{\mu(\alpha)(C_m)(Q_V^2)}{A^2}$$

$$\alpha = \frac{91.6(0.09^2)}{(0.00089(257.1))(1.8 \times 10^{-5})^2} = 1.00 \times 10^{10} \text{ m/kg}$$

### Filtración a volumen variable y presión variable.

Cuando la presión como el caudal de filtración es variable se utiliza el mismo principio de los dos casos anteriores, esto se practica en los filtros de placas. Las presiones variables se controlan con el uso correcto de una bomba. Para tales operaciones, el tiempo requerido para una cantidad acumulada de filtrado se determina con la expresión:

$$\Delta P = \frac{Q_V}{A} \left( \frac{\mu(\alpha)(C_m)(V)}{A} + \mu(R_M) \right) \quad (4.4.77)$$

Esta expresión 4.4.77 se puede describir como:

$$V = \frac{A^2}{\mu(\alpha)(C_m)} \left( \frac{\Delta P}{Q_V} - \frac{\mu(R_M)}{A} \right) \quad (4.4.78)$$

Esta expresión se resuelve a partir de las características de la bomba determinando  $\frac{\Delta P}{Q_V}$ .

Con la curva característica de la bomba, se puede conocer el volumen acumulado para determinar el tiempo para la filtración con:

$$t = \int_0^V \frac{dV}{Q_V} \quad (4.4.79)$$

En la práctica regularmente se traza  $V$  contra  $1/Q_V$  y encontrar el área bajo la curva entre los límites de  $V = 0$  y  $V = V$ .

### Compresibilidad de la torta.

Durante el proceso de filtración, la torta se comprime a altas presiones; la compresión implica una disminución de porosidad y permeabilidad de la torta. Cuando las pruebas se llevan a cabo a una presión baja y se requiere un diseño de planta a alta presión, se recurre a una relación entre  $\Delta P$  y  $\alpha$ . Esta relación se obtiene experimentalmente usando una celda de compresión – permeabilidad, a partir de los datos arrojados de la velocidad de filtración se emplea la siguiente expresión:

$$\alpha = \alpha_0(\Delta P)^n \quad (4.4.80)$$

Donde:

$\alpha_0$ : Resistencia específica de la torta a una presión unitaria.

$n$ : Índice o coeficiente de compresibilidad.

Para tortas incompresibles  $n = 0$ , para la mayoría de las tortas tienen un valor de 0.2 – 0.8, para tortas altamente compresibles tiene un valor de 1. Las constantes se determinan a partir de gráficos de  $t/V$  contra  $V$  a diferentes presiones. Las pendientes están dadas por  $K_1/\Delta P$ , de modo que la pendiente por el diferencial de presiones es igual a  $K_1$  que es proporcional a  $\alpha$ . Regularmente en las gráficas se utiliza una escala logarítmica de la  $(K_1/\Delta P \times \Delta P)$  contra el logaritmo de  $\Delta P$  para lograr una completa relación.

El flujo de un líquido a través de capilares continuos en un lecho está dado por la Ley de Darcy que se puede expresar como:

$$V_{\varepsilon} = \frac{\Delta P (d_{\varepsilon})^2}{K(L)(\mu)} \quad (4.4.81)$$

La velocidad de poro ( $V_{\varepsilon}$ ), está relacionada con la velocidad promedio en toda la sección transversal del lecho de partículas en el filtro:

$$v = \varepsilon (v_{\varepsilon}) \quad (4.4.82)$$

De esta forma se tiene:

$$v = \frac{\Delta P (\varepsilon) (d_{\varepsilon})^2}{K(L)(\mu)} \quad (4.4.83)$$

El diámetro de los poros en una torta nunca es uniforme e incluso puede variar dentro de cada capilar. Para dar solución a esto Kozeny considero el diámetro hidráulico se define como:

$$d_{\varepsilon} = \frac{\varepsilon}{S(1 - \varepsilon)} \quad (4.4.84)$$

Donde S es el perímetro humedecido o la superficie específica del poro en  $m^2 / m^3$ .

Esta expresión se conoce como la ecuación de Kozeny – Carman y se aplica en tortas compresibles que consideran a los poros continuos y no están bloqueados por la compresión debido a las características de empaquetamiento porque se considera como lamina delgada.

Gupta y Yan (2016) indican que debido a las pérdidas por fricción que surgen del flujo del filtrado a través de la torta, se tiene un gradiente de presión del fluido a través de la torta. La presión de compresión real depende de la estructura de la torta y naturaleza de la interacción entre las partículas. Se puede expresar en función de la diferencia entre la presión superficial y espesor de la torta. El espesor cambia el empaquetamiento de las partículas, porosidad y la permeabilidad de la torta. El método para determinar la velocidad promedio en la sección transversal del lecho "v" es determinar la resistencia específica media o promedio del lecho de partículas entre la diferencia de presiones.

### **Formación de la torta.**

Concha (2014) señala que las variables en un proceso de filtración simple son la porosidad de la torta ( $\varepsilon$ ), velocidad de filtración ( $q$ ) y presión de poro  $p_e$ . Cuando se lleva a cabo una filtración al vacío, el elemento filtrante se encuentra sumergido en la pulpa que se alimenta. La pulpa se mantiene homogénea por un agitador. Para estos procesos, la caída de presión es constante y depende del vacío que se genera y presión local.

En el caso de los filtros de presión la pulpa se alimenta con una bomba. Al inicio del proceso de alimentación, resistencia de la torta y medio filtrante es baja y el caudal volumétrico es alto y constante. A medida que aumenta la resistencia de la torta, la caída de presión también aumenta; mientras que el caudal disminuye en función de la curva característica de la bomba.

Cuando se lleva a cabo la formación de la torta con una caída de presión constante a través de la torta del filtro y el medio filtrante, se tiene:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 > 0 \quad (4.4.85)$$

Para un tiempo ( $t$ ) se tiene:

$$\Delta P = \mu \left( \frac{l_m}{km} + \frac{l(t)}{k(\varepsilon_0)} \right) q_0 \quad (4.4.86)$$

Donde:

$k_m$ : Permeabilidad del medio filtrante,  $m^2$

$l_m$ : Espesor del medio filtrante, m

$k(\varepsilon_0)$ : Permeabilidad de la torta,  $m^2$

$l(t)$ : Espesor de la torta, m

Considerando la resistencia del medio filtrante como:

$$R_m = l_m/k_m \quad (4.4.87)$$

Se tiene:

$$\Delta P = \mu \left( R_m + \frac{l(t)}{k(\varepsilon_0)} \right) q_0 \quad (4.4.88)$$

El caudal volumétrico del filtrado se puede expresar en término de la velocidad de filtración o en términos del volumen de filtrado ( $V_f$ ):

$$Q_f = q_0(S) = \frac{dV_f(t)}{dt} \quad (4.4.89)$$

Donde "S" es el área del filtrado. Considerando el caudal de volumétrico del filtrado, la ecuación 4.4-86 se puede escribir como:

$$\Delta P = \frac{\mu}{S} \left( R_m + \frac{l(t)}{k(\varepsilon_0)} \right) \frac{dV_f(t)}{dt} \quad (4.4.90)$$

En la formación de torta es importante conocer la masa de sólidos, volumen de filtrado y espesor de la torta obtenido durante el proceso de filtración. La fracción sólidos en volumen se escribe como:

$$\varphi_0 = \frac{\text{volumen de sólidos}}{\text{volumen de la pulpa}} = \frac{\text{volumen de sólidos}}{\text{volumen de sólidos} + \text{volumen del líquido}} \quad (4.4.91)$$

El volumen del filtrado, está dado por el volumen de filtrado producido más el líquido saturado en la torta. La masa de sólidos es el volumen de sólidos en la torta multiplicada por su densidad:

$$m(t) = \rho_s(1 - \varepsilon_0)S(l(t)) \quad (4.4.92)$$

El espesor de la torta en función de la velocidad de percolación está dado por:

$$l(t) = \frac{\varphi_0}{1 - \varphi_0 - \varepsilon_0} \left( \frac{V_f(t)}{S} \right) \quad (4.4.93)$$

La masa de los sólidos está dada por:

$$m(t) = \frac{\varphi_0(1 - \varepsilon_0)}{1 - \varphi_0 - \varepsilon_0} (\rho_s)(V_f(t)) \quad (4.4.94)$$

Se tiene una relación entre el espesor de la torta y la masa del material filtrado, con el volumen de filtrado en un tiempo(t). De esta forma tenemos:

$$\Delta P(S) = \mu \left( R_m + \frac{\varphi_0(1 - \varepsilon_0)}{S(1 - \varphi_0 - \varepsilon_0)k(\varepsilon_0)} (V_f(t)) \right) \frac{dV_f(t)}{dt} \quad (4.4.95)$$

El volumen del filtrado está dado por:

$$V_f(t) = (S)(k)(\varepsilon_0) \frac{1 - \varphi_0 - \varepsilon_0}{\varphi_0} \left\{ \left[ \left( \frac{l_m}{k_m} \right)^2 + \frac{2\Delta p_e}{\mu(k)(\varepsilon_0)} \left( \frac{\varphi_0}{(1 - \varphi_0 - \varepsilon_0)} (t) \right) \right]^{1/2} - \frac{l_m}{k_m} \right\} \quad (4.4.96)$$

El espesor de la torta está dado por:

$$l(t) = k(\varepsilon_0) \left\{ \left[ \left( \frac{l_m}{k_m} \right)^2 + \frac{2\Delta P}{\mu(k)(\varepsilon_0)} \left( \frac{\varphi_0}{(1 - \varphi_0 - \varepsilon_0)} (t) \right) \right]^{1/2} - \frac{l_m}{k_m} \right\} \quad (4.4.97)$$

De esta forma la masa de sólidos de la torta puede escribirse como:

$$m(t) = \rho_s(S)(1 - \varepsilon_0)(k(\varepsilon_0)) \left\{ \left[ \left( \frac{l_m}{k_m} \right)^2 + \frac{2\Delta P}{\mu(k)(\varepsilon_0)} \left( \frac{\varphi_0}{(1 - \varphi_0 - \varepsilon_0)} (t) \right) \right]^{1/2} - \frac{l_m}{k_m} \right\} \quad (4.4.98)$$

El tiempo de formación de la torta está dado por:

$$t = \left\{ \left( \frac{m_s}{\rho_s(S)(1 - \varepsilon_0)(k(\varepsilon_0))} + \frac{l_m}{k_m} \right)^2 - \left( \frac{l_m}{k_m} \right)^2 \right\} \left\{ \frac{2\Delta P}{\mu(k(\varepsilon_0))} \left( \frac{\varphi_0}{(1 - \varphi_0 - \varepsilon_0)} \right) \right\}^{-1} \quad (4.4.99)$$

Cuando no se considera la resistencia del medio filtrante, todas las expresiones se vuelven más sencillas:

$$V_f(t) = S \left( \frac{2}{\mu} \right)^{1/2} \left( \frac{1 - \varphi_0 - \varepsilon_0}{\varphi_0} \right)^{1/2} (k(\varepsilon_0))^{1/2} (\Delta P)^{1/2} (t)^{1/2} \quad (4.4.100)$$

$$m(t) = \rho_s(1 - \varepsilon_0) \left[ S \left( \frac{2}{\mu} \right)^{1/2} \left( \frac{\varphi_0}{(1 - \varphi_0 - \varepsilon_0)} \right)^{1/2} (k(\varepsilon_0))^{1/2} (\Delta P)^{1/2} (t)^{1/2} \right] \quad (4.4.101)$$

$$l(t) = \left(\frac{2}{\mu}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\varphi_0}{1 - \varphi_0 - \varepsilon_0}\right)^{1/2} (k(\varepsilon_0))^{1/2} (\Delta P)^{1/2} (t)^{1/2} \quad (4.4.102)$$

$$t = \left(\frac{\mu}{2(\rho_s)^2(S)^2}\right) \left(\frac{1 - \varphi_0 - \varepsilon_0}{\varphi_0(1 - \varepsilon_0)^2}\right) \left(\frac{1}{(\Delta P)(k(\varepsilon_0))}\right) m_s^2 \quad (4.4.103)$$

Estas expresiones son válidas para la formación de tortas en un estado de equilibrio. Este es un proceso dinámico que solo ocurre al comienzo del proceso de filtración. En los filtros de presión el flujo es variable, pero el proceso se estabiliza cuando comienza la compresión.

La filtración con volumen constante ocurre cuando la pulpa se alimenta con una bomba de desplazamiento positivo. En este caso el caudal volumétrico es constante, la ecuación 4.4-88 es válida, pero "q" es constante y  $\Delta P$  es variable:

$$\Delta P(t)dt = \mu \left(\frac{l_m}{k_m} + \frac{d(l(t))}{k(\varepsilon_0)}\right) q \quad (4.4.104)$$

$$\Delta P(t)Sdt = \mu \left(\frac{l_m}{k_m} + \frac{d(l(t))}{k(\varepsilon_0)}\right) Q \quad (4.4.105)$$

Donde:

$$\varphi_0 = \frac{\rho_0 - \rho_f}{\rho_s - \rho_f} \quad (4.4.106)$$

La porosidad de la torta es:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_f}{V_f - V_s} = \frac{1}{1 + \frac{m_s \rho_l}{m_l \rho_s}} \quad (4.4.107)$$

Donde:

$m_s$  y  $\rho_s$ : Masa y densidad del sólido respectivamente.

$m_l$  y  $\rho_l$ : Masa y densidad del líquido respectivamente.

$\varphi_0$ : Fracción de volumen de la pulpa.

$\rho_0$ : Densidad de la pulpa en la alimentación,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$\rho_s$ : Densidad del sólido,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$\rho_f$ : Densidad del filtrado,  $\text{kg}/\text{m}^3$

### Lavado de la torta.

La torta formada en la superficie de un medio filtrante generalmente se lava hasta eliminar el fluido atrapado en el espacio de los poros y eliminar el soluto.

El lavado y desplazamiento del fluido retenido dentro de una torta porosa es un fenómeno complejo. La ley que gobierna este mecanismo al igual que en los demás casos en la ley de Darcy, pero al secarse la torta el mecanismo de lavado implica el desplazamiento del fluido residual del proceso anterior por agua de lavado y la difusión del líquido contenido en los capilares de la torta.

En esta etapa del ciclo de lavado, más del 90 % del fluido contenido se elimina por el desplazamiento del agua de lavado. Disminuir la viscosidad por el agua de lavado ayuda a reducir el nivel de saturación residual. La relación del volumen del licor lavado al volumen de filtrado que queda en la torta saturado se conoce como relación de lavado.

Al aplicar las mismas ecuaciones de filtración a presión constante de una torta incompresible en un filtro de tambor o disco. En la mayoría de los casos, la resistencia del medio es muy pequeña y puede no considerarse. El volumen del líquido de lavado por unidad de área del filtro se puede escribir como:

$$\frac{V_W}{A} = \left[ \frac{\Delta P}{2\mu(C_m)(\alpha)(t_F)} \right]^{0.5} (t_W) \quad (4.4.108)$$

El volumen de filtrado remanente en la torta saturada es:

$$\frac{V_M}{A} = \left[ \frac{2\Delta P(t_F)}{\mu(C_m)(\alpha)} \right]^{0.5} (k) \quad (4.4.109)$$

La relación de lavado está dada por:

$$n = \frac{\text{Volumen del agua de filtrado}}{\text{Volumen del agua remanente en la torta}} = \frac{V_W}{V_M} = \frac{t_W}{2(k)(t_F)} \quad (4.4.110)$$

Donde:

$V_W$ : Volumen de líquido de lavado por unidad de área del filtro.

$t_F$ : Tiempo de filtración, s

$t_W$ : Tiempo de lavado, s

La eficiencia del filtrado se puede encontrar en términos de la eficiencia de lavado ( $E$ ). Una fracción de la masa del soluto ( $m_C$ ) que queda en la torta después de la filtración está dada por la expresión:

$$m_C = \left[ 1 - \frac{E}{100} \right]^n \quad (4.4.111)$$

Esta expresión se puede describir como:

$$E = [1 - m_C^{1/n}]100 \quad (4.4.112)$$



Donde:

$m_c$ : Fracción de masa del soluto remanente en la torta.

E: Eficiencia de lavado que es igual al porcentaje de soluto eliminado por una relación de lavado de 1.0.

#### Ejemplo 4.4.4

Un filtro de tambor funciona a una presión constante de 85 kPa para lavar una torta formada a partir de una pulpa que contiene 5.0 % de sólidos en volumen. El área de filtración fue de  $0.20 \text{ m}^2$ , la resistencia de la torta y la tela filtrante fue de  $1.1 \times 10^{12} \text{ m/kg}$  y  $3.8 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$  respectivamente.

La porosidad de la torta se determinó del 40 %. La densidad del sólido y el agua fueron de 2,650 y  $1,000 \text{ kg/m}^3$  respectivamente, y la viscosidad del agua de  $10^{-3} \text{ Pa.s}$ . Luego del lavado de la torta durante 60 segundos a la misma presión. Determinar:

- La relación de lavado
- La velocidad de lavado

#### Solución.

En primer lugar, se calcula las características de la pulpa.

$$\text{Volumen de sólidos en la pulpa} = \frac{5}{100} (0.01 \text{ m}^3) = 5 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$\text{Agua en la pulpa} = (0.01 - 0.0005) = 9.5 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\text{Masa de sólidos en la alimentación} = 5 \times 10^{-4} (2650) = 1.325 \text{ kg}$$

$$\text{Masa de agua en la alimentación} = 9.5 \times 10^{-3} (1000) = 9.5 \text{ kg}$$

$$\text{Fracción de masa de sólidos en la alimentación} = S = 1.325 / (1.325 + 9.5) = 0.1224$$

En segundo lugar, se calculan las características de la torta.

Porosidad de la torta: 40 %

$$\text{Volumen de líquido en los poros: } [0.40/0.60] (5 \times 10^{-4}) = 3.33 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

Asumiendo una torta saturada.

$$\text{Masa de agua en la torta: } 3.33 \times 10^{-4} (1000) = 0.333 \text{ kg}$$

$$\text{Entonces el volumen de la torta es: } (5.00 + 3.33) \times 10^{-4} = 8.33 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

Espesor de la torta es:

$$\frac{\text{Volumen de la torta}}{\text{Área}} = \frac{8.33 \times 10^{-4}}{0.2} = 0.004165 \text{ m}$$

Humedad de la torta es:

$$m = \frac{0.333 + 1.325}{1.325} = 1.2513$$

El volumen de filtrado está dado por:

$$V = \text{agua en la alimentación} - \text{agua en la torta}$$

$$V = (95.0 - 3.33) \times 10^{-4} = 9.167 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

La concentración de sólidos es:

$$C_m = \frac{\rho(m_F)}{(1 - m(m_F))} = \frac{1000(0.1224)}{(1 - (1.2513 \times 0.1224))} = 144.537 \text{ kg/m}^3$$

La velocidad de lavado y la relación de lavado están dadas por:

$$Q_V = \frac{dV}{dt} = \frac{85000(2)}{10^{-3} \left[ \frac{1.1 \times 10^{12} (144.5) (9.167 \times 10^{-3})}{0.2} + 3.8 \times 10^{10} \right]} = 2.32 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

Por lo tanto, para un lavado de 60 segundos, suponiendo que la velocidad de lavado es la misma que la velocidad de filtración a la misma presión:

$$V_w = 60(2.32 \times 10^{-6}) = 1.392 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

$$V_M = 3.33 \times 10^{-4} \text{ m}^3$$

La relación de lavado es:

$$\frac{1.392 \times 10^{-4}}{3.33 \times 10^{-4}} = 0.418$$

#### 4.4.2.4 OPERACIÓN DE UN CICLO DE FILTRACIÓN CONTINUO

La operación básica de un filtro continuo implica:

1. Filtración en un tiempo " $t_F$ ".
2. Lavado de la torta en un tiempo " $t_L$ ".
3. Descarga de la torta en un tiempo " $t_D$ ".

El tiempo que involucra cada proceso forma el ciclo de filtrado. Para un filtro de tambor, el tiempo de operación se divide entre sectores. El tiempo total del ciclo de filtración es la suma del tiempo empleado en cada etapa más el tiempo muerto. El tiempo total de filtración es:

$$t_C = (t_F + t_L) + t_D = t_T + t_D \quad (4.4.113)$$

Donde:

$t_T$ : Tiempo total de la filtración.

El tiempo involucrado en la operación de filtrado está dado por la ecuación de filtración, que se puede escribir como:

$$\frac{K_1}{\Delta P} (V^2) + \frac{K_2}{\Delta P} (V) = t_F \quad (4.4.114)$$

Cuando el lavado de la torta se realiza a la misma presión que la filtración entonces la velocidad de lavado se puede estimar como una función de la velocidad de filtración o una función del volumen de filtrado. La producción del filtro se puede expresar como:

$$Q_M = \frac{C_m(V)}{(t_L + t_F + t_D)} \quad (4.4.115)$$

Cuando no se considera el lavado de las tortas, entonces la capacidad de filtración es óptima, se tiene:

$$V = \sqrt{\frac{\Delta P(t_D)}{K_1}} \quad (4.4.116)$$

En los casos cuando la resistencia del medio filtrante es casi nula, el tiempo de filtración se puede estimar como:

$$t_F = \frac{K_1}{\Delta P}(V^2) \quad (4.4.117)$$

#### 4.4.2.5 SECADO DE LA TORTA EN LOS EQUIPOS DE FILTRACIÓN

Algunas operaciones de acuerdo a las necesidades del proceso aguas abajo al proceso de filtración puede requerir una menor humedad, por lo cual se recurre a un proceso de secado. En los filtros de tambor continuos, el proceso de secado comienza en la última parte del ciclo, en los filtros de presión, se tiene un periodo de secado antes que la torta se retire del filtro prensa.

La operación de secado se lleva a cabo mediante la inyección de aire caliente, vapor o gas a través de la torta o mediante un proceso a presión para exprimir la torta.

El método más utilizado es la inyección de un gas caliente, la presión del gas es llamada presión de ruptura o umbral. El en ciclo de filtración, en la etapa de formación la torta elimina gran parte del agua permitiendo la formación de la torta. A pesar de esta etapa en los poros de la torta se encuentran saturados con agua. La saturación se define como la fracción del volumen de poros en un medio poroso lleno de agua. La saturación tiene un valor de 0 – 1, cuando la saturación tiene un valor de 1 los poros de la torta se encuentran saturados y para un valor de 0, la torta se encuentra seca.

En tortas compresibles, es posible eliminar un porcentaje del agua saturada en los poros, mediante la aplicación de presión. Con esto se logra reducir el tamaño del poro eliminando el agua residual.

La deshumificación, es el desplazamiento del agua residual por aire u otro gas caliente. En la filtración al vacío el aire se insufla en la torta. Cuando se desplaza el agua de los poros, deja una película delgada adyacente a la superficie sólida sostenida por fuerzas capilares.

Generalmente la permeabilidad relativa se determina experimentalmente. Cuando el aire se inyecta a través de la torta del filtro, desplaza el agua de los poros, agua y aire salen simultáneamente de los poros. La permeabilidad de cada componente del proceso es el agua de lavado y aire mientras se filtra a través de los poros de la torta que sigue la ley de Darcy:

$$\frac{dV_l}{dt} = K_l(A) \left[ \frac{\Delta P}{(\mu_l)L} \right]; \quad \frac{dV_a}{dt} = K_a(A) \left[ \frac{\Delta P}{(\mu_a)L} \right] \quad (4.4.118)$$

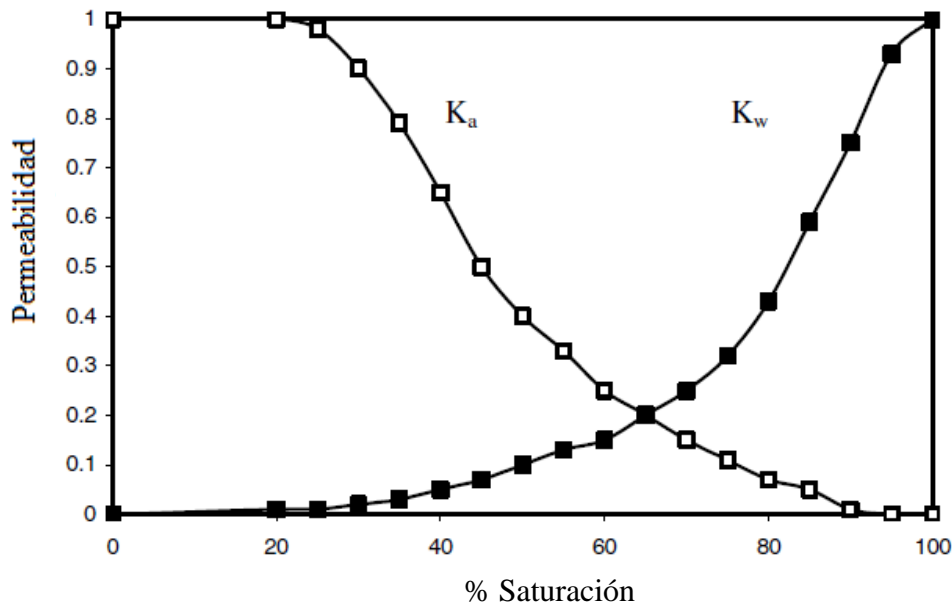
Cuando ambos componentes fluyen simultáneamente a través del sistema, la permeabilidad efectiva de cada componente depende del tamaño del poro. La permeabilidad relativa de cada componente se evalúa dividiendo cada permeabilidad con un factor en común  $K$ . El factor  $K$ , es la permeabilidad de un solo componente saturado de la torta:

$$K_{Rl} = \frac{K_l}{K}; \quad K_{Ra} = \frac{K_a}{K} \quad (4.4.119)$$

Donde:

$K_{Rl}$  y  $K_{Ra}$ : Permeabilidad del agua y el aire, respectivamente.

Las permeabilidades relativas típicas de cada componente con saturación se muestran en la Figura 4.4-52. Esta curva muestra que aproximadamente un 25 % de saturación de agua, la permeabilidad al aire es del 100 % y la permeabilidad del agua es nula. Es decir, la saturación residual de la torta es aproximadamente 25 %.



**Figura 4.4-52** Permeabilidades de la torta expuesta al aire y al agua de lavado. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Para dar solución del modelo de permeabilidad relativa para predecir la saturación residual al considerar la presión capilar como responsable de mantener el agua de lavado en los poros se propuso que las presiones capilares están relacionadas con la distribución del tamaño de poro, números de capilares y la saturación reducida de la torta expresada en función de la presión de ruptura como:

$$S_R = \frac{S - S_\infty}{1 - S} = \left( \frac{P_B}{P_{CAP}} \right)^\lambda \quad (4.4.120)$$

Donde:

$S_R$ : Saturación reducida de la torta.

$S$ : Saturación de la torta (Fracción de huecos en la torta llena de líquido).

$S_\infty$ : Saturación residual (Saturación residual mínima o la saturación a alta presión en la torta).

$P_B$ : Presión de ruptura, en presión absoluta.

$P_{CAP}$ : Presión capilar, presión absoluta.

$\lambda$ : Índice de distribución del tamaño de poro.

Gupta y Yan (2016) mencionan que Wakeman expreso las relaciones entre la permeabilidad relativa y la saturación reducida para líquido y gases como:

$$K_{Rl} = S_R^{(2+3\lambda)/\lambda} \quad (4.4.121)$$

$$K_{Ra} = (1 - S_R)^2 (1 - S_R^{(2+\lambda)/\lambda}) \quad (4.4.122)$$

La presión de ruptura se expresa mediante la siguiente expresión para tortas con un tamaño de partícula grueso:

$$P_B = \frac{4.6(1 - \varepsilon)\gamma}{(\varepsilon)(\bar{d})} \quad (4.4.123)$$

Donde:

$\gamma$ : Tensión superficial del líquido.

$\varepsilon$ : Porosidad de la torta.

$\bar{d}$ : Tamaño medio de partícula.

Cuando las partículas son esféricas la constante de 4.6 tiene un valor de 6.0.

Gupta y Yan (2016) señalan que la saturación residual se debía a los capilares de la torta, el número de capilares en término del diámetro de los poros, porosidad de la torta, grosor de la torta y diferencial de presión, se puede escribir como:

$$N_C = \frac{(\bar{d})^2 (\varepsilon)^3 (\rho_l(g)(L) + \Delta P)}{(1 + \varepsilon^2)(L)(\gamma)} \quad (4.4.124)$$

El número de capilares es una función de la saturación reducida con la correlación empírica:

$$\frac{S_R}{(N_C)^x} = C \quad (4.4.125)$$

Bajo estas circunstancias, se determinó la saturación residual mínima para material como el cuarzo y carbón fino como:

$$S_\infty = 0.155(1 + 0.031N_C^{-0.49}) \quad (4.4.126)$$

Para  $N_C \geq 10^{-4}$ .

Por lo tanto, la saturación residual se puede escribir como:

$$S_{\infty} = \frac{P_B}{(\bar{d})^2(\varepsilon)^3} \left[ \frac{(1 - \varepsilon)^3(L)(\gamma)}{\rho(g)(L) + \Delta P} \right] \quad (4.4.127)$$

Otro método para determinar la saturación reducida es una solución gráfica con el concepto de tiempo adimensional ( $t^o$ ), presión adimensional ( $\Delta P^o$ ) y el caudal de aire adimensional promedio ( $v^o$ ). Que están definido por:

$$t^o = \frac{K(P_B)(T)}{\mu(L^2)(\varepsilon)(1 - S_{\infty})} \quad (4.4.128)$$

$$\Delta P^o = \frac{P}{P_B} \quad (4.4.129)$$

$$v^o = \frac{v(\mu)(L)}{K(P_B)} \quad (4.4.130)$$

Donde:

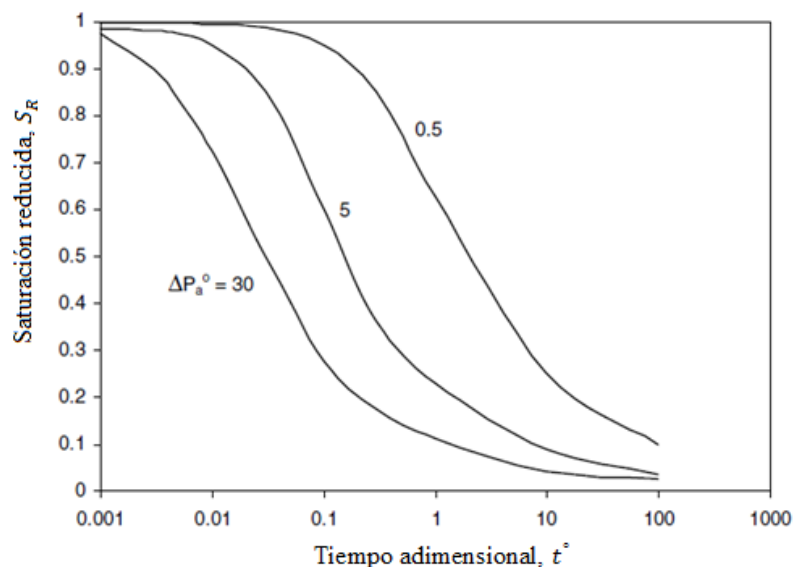
$K$ : Permeabilidad del lecho (torta más el medio filtrante).

$\mu$ : Viscosidad del aire o agua a la temperatura dada

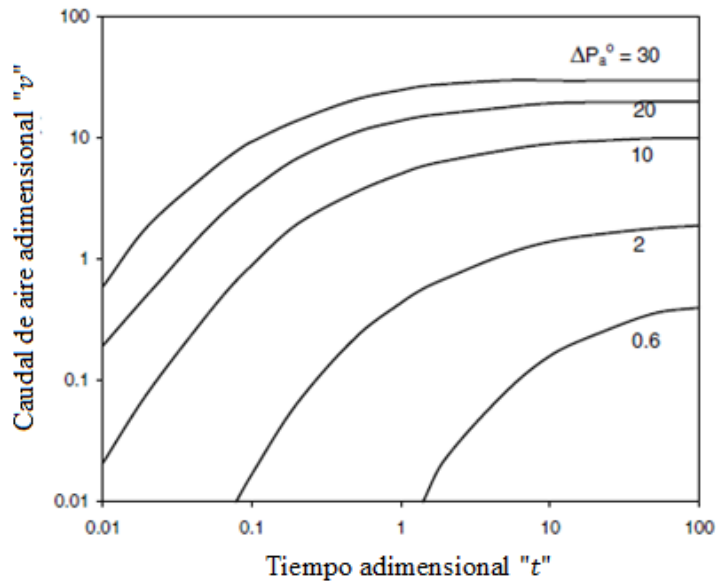
$v$ : Velocidad del aire o del agua (densidad del flujo volumétrico del fluido con respecto al sólido,  $m^3 / m^2s$ ).

Gupta y Yan (2016) muestran la relación entre la saturación residual final y el flujo de aire adimensional a diversas presiones diferenciales en la Figura 4.4-53 y 4.4-54.

Mediante el uso de la Figura 4.4-53, la saturación residual final puede estimarse a una presión de operación determinada. La Figura 4.4-54 indica el volumen de aire requerido para lograr la saturación en el tiempo adimensional calculado. El método de cálculo del caudal de aire por unidad de área de la superficie del filtro se ilustra en el Ejemplo 4.4.5



**Figura 4.4-53** Variación de la saturación reducida en una torta. Adaptado de Gupta y Yan (2016).



**Figura 4.4-54** Flujo de aire en una torta para un tiempo de filtración. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Para trazar las relaciones; los diferenciales de presión se calcularon usando la expresión:

$$\Delta P_a^o = \left[ \frac{P_a}{P_B} \right]_{entrada} - \left[ \frac{P_a}{P_B} \right]_{salida} \quad (4.4.131)$$

La base de estos gráficos es una presión adimensional de entrada igual a 100. Por lo tanto, el caudal de aire debe corregirse para la presión de aire de secado utilizando el factor:

$$\frac{100 - \Delta P_a}{P_a^o} \left( \frac{(P_a^o)_{salida}^2 - (P_a^o)_{entrada}^2}{(100 - \Delta P_a)^2 - 10^4} \right) \quad (4.4.132)$$

### Ejemplo 4.4.5

Durante una operación de secado de una torta, la presión del aire de entrada era de 5 atmosferas y la temperatura del aire de 18° C. La presión de aire debajo de la torta fue de 101.325 kPa. Estime el caudal de aire por metro cuadrado de un filtro de tambor de 2 metros de diámetro y 4 m de longitud, considerando que un sexto de la superficie del tambor está propuesto para el proceso de secado.

Considere los siguientes datos:

- Saturación residual: 52.8 %
- Presión de ruptura: 203.0 kPa
- Tiempo de flujo de aire: 120 s
- Resistencia específica de la torta:  $1.10 \times 10^{11} \text{ m/kg}$
- Espesor de la torta: 0.008 m
- Porosidad de la torta: 35 %
- Densidad del sólido:  $2,700 \text{ kg/m}^3$
- Densidad del líquido:  $1,000 \text{ kg/m}^3$
- Viscosidad del aire a 18 °C:  $1.82 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$

### Solución.

Calcular la presión de aire diferencial adimensional:

$$\Delta P_a^o = P_{entrada}^o - P_{salida}^o$$
$$P_{entrada}^o = \frac{5(101.325 \times 10^3)}{203.0 \times 10^3} = 2.496$$
$$P_{salida}^o = \frac{1(101.325 \times 10^3)}{203.0 \times 10^3} = 0.499$$
$$\Delta P_a^o = 2.496 - 0.499 = 2.0$$

El factor de corrección de presión es:

$$\frac{100 - \Delta P_a}{P_{salida}^o} \left( \frac{(P_{salida}^o)^2 - (P_{entrada}^o)^2}{(100 - \Delta P_a)^2 - 10^4} \right) = \frac{100 - 2.0}{0.499} \left( \frac{0.499^2 - 2.496^2}{(100 - 2.0)^2 - 10000} \right) = 2.97$$

La permeabilidad del lecho está dada por:

$$K = \frac{1}{\alpha(1 - \varepsilon)\rho_s} = \frac{1}{1.1 \times 10^{11}(1 - 0.35)(2700)} = 5.18 \times 10^{-15} \text{ m}^2$$

El tiempo adimensional es:

$$t^o = \frac{K(P_B)(T)}{\mu(L^2)(\varepsilon)(1 - S_\infty)}$$
$$t^o = \frac{5.18 \times 10^{-15}(203.0 \times 10^3)(120)}{0.001(0.008^2)(0.35)(1 - 0.528)} = 11.93$$



El caudal por unidad de área del tambor, es importante el uso de la Figura 4.4-52. Donde el valor de  $v$  es 1.5 y se aplica el factor de corrección:

$$v_a^o = 1.5 \times 2.97 = 4.455$$

Sustituyendo en:

$$v_a^o = \frac{v(\mu)(L)}{K(P_B)}$$
$$v_a = \frac{4.455(5.18 \times 10^{-15})(203.0 \times 10^3)}{1.85 \times 10^{-5}(8 \times 10^{-3})} = 0.03217 \frac{m}{s}$$

La superficie del tambor expuesto al secado es:

$$\frac{2\pi \left(\frac{2}{2}\right) (4)}{6} = 4.1888 m^2$$

El caudal de aire por metro cuadrado es:

$$\frac{0.03217}{4.1888} = 0.00768 \frac{m}{m^2s}$$

#### 4.4.2.6 CAPACIDAD DE LOS FILTROS DE VACÍO

Los filtros de vacío tienen el mismo principio de funcionamiento para filtros de disco, tambor y placa. El tiempo de filtración  $t_F$  depende del tiempo durante el cual se sumerge la fracción del tambor y tiempo necesario para la rotación completa  $t_C$  el tiempo del ciclo. Para una filtración a presión constante se tiene:

$$\frac{dt}{dV} = \frac{K_1}{\Delta P} (V) + \frac{K_2}{\Delta P} \quad (4.4.133)$$

El tiempo de filtración se puede evaluar considerando el volumen de filtrado obtenido durante la operación. Por lo tanto, si  $V$  es el volumen de filtrado obtenido, la expresión 4.4-114 daría el tiempo de filtración. Esta es una ecuación cuadrática en  $V$  que puede resolverse durante el tiempo de filtrado durante el cual una sección del filtro se sumerge en la pulpa. La resistencia media es pequeña, entonces  $K_2$  es despreciable y el volumen óptimo de filtrado por ciclo puede estimarse usando la expresión:

$$t_F = \frac{K_1}{\Delta P} (V^2) \quad (4.4.134)$$

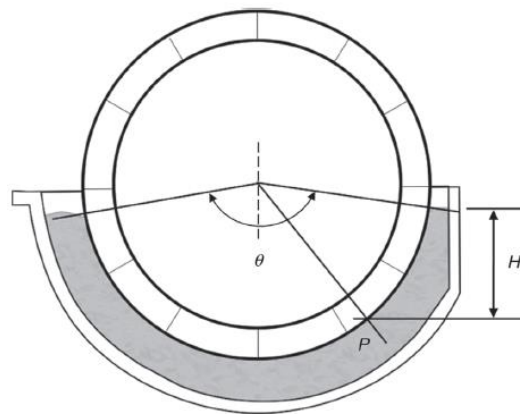
Este es un método para una primera estimación del volumen de filtrado. A partir del volumen de filtrado, la masa de la torta seca depositada en el tiempo de filtración se calcula con la expresión:

$$M_C = \frac{\rho_L(m_F)}{(1 - m(m_F))} (V) \quad (4.4.135)$$

La capacidad de sólidos del filtro se calcula como:

$$Q_S = \frac{M_C}{t_C} \quad (4.4.136)$$

La Figura 4.4-55 muestra que, al considerar la presión real sobre la superficie de filtrado, se descuida el cabezal hidrostático de la pulpa en la que se sumerge el tambor de filtrado, disco o filtro de placa.



**Figura 4.4-55** Ángulo de inmersión de un filtro de tambor. Tomado de Gupta y Yan (2016).

Teniendo en cuenta este factor, la presión diferencia total  $\Delta P_T$  en la superficie del tambor sería:

$$\Delta P_T = \Delta P_C + H(\rho_P)(g) \quad (4.4.137)$$

Donde:

$\Delta P_C$ : Presión en la superficie del tambor.

$H$ : Distancia en metros debajo del nivel de la pulpa en un punto "P".

$\rho_P$ : Densidad de la pulpa.

$g$ : Aceleración gravitacional.

Si la pulpa no se agita adecuadamente, se acumula una diferencia de densidad con el fondo de tanque dando como resultado una pulpa densa. Con una variación de la concentración de la pulpa, se produce una variación en el espesor de la torta y la masa depositada por unidad de área del tambor, cambiando las características de la torta. Para evitarlo se multiplica la resistencia total de la torta por un factor que oscila entre 0.9 y 1.0.

La capacidad del filtro depende del tiempo que la superficie del medio filtrante este expuesta a la pulpa y el tiempo de filtración depende de la velocidad del filtro y profundidad de inmersión. Si el tiempo de filtración es el tiempo que cualquier punto de la superficie del filtro está sumergido durante un ciclo o el ángulo de inmersión como se indica en la Figura 4.4-53 y el tiempo que se toma al completar el ciclo, entonces:

$$t_F = \text{Fracción del ciclo sumergido } (t_C) \quad (4.4.138)$$

$$t_F = \frac{\theta_D}{360}(t_C) = \frac{\theta_R}{2\pi}(t_C) = \frac{\theta_D}{360(\omega)} \quad (4.4.139)$$

Donde:

$\theta_D$ : Ángulo de inmersión en grados.

$\theta_R$ : Ángulo de inmersión en radianes.

$\omega$ : Velocidad de rotación del tambor en revoluciones sobre unidad de tiempo.

La masa de la torta seca por unidad de área en un determinado tiempo sin considerar la resistencia del medio filtrante, está dada por:

$$\frac{Q_M}{A} = \left[ \frac{2(\Delta P)^{1-n}(C_m)(\phi)}{\mu(t_C)(\alpha_0)} \right]^{0.5} \quad (4.4.140)$$

Donde:

$Q_M$ : Capacidad ( $kg/m^2/s$ ).

$A$ : Área del filtro

$n$ : Factor de compresibilidad.

$C_m$ : Masa de la torta seca por unidad de volumen del filtrado.

$\phi$ : Fracción de ciclo sumergido en la pulpa.

$\mu$ : Viscosidad del fluido.

$t_C$ : Tiempo de ciclo en revoluciones.

$\alpha_0$ : Resistencia específica de la torta a presión unitaria.

Cuando se incluye la resistencia del medio y la torta, se desarrolló una ecuación cuadrática para dar solución al flujo del filtrado durante el tiempo total de filtrado y el rendimiento del sólido seco por unidad de área en cada ciclo:

$$\frac{Q_M}{A} = \frac{-R_M \pm \sqrt{R_M^2 + \frac{2\alpha(C_M)(\Delta P)(t_F)}{\mu}}}{\alpha} \quad (4.4.141)$$

La capacidad del filtro se obtiene dividiendo la expresión 4.4.141 por  $t_C$  para obtener la capacidad en término de  $Kg/m^2/s$ . Esta sería la capacidad de la superficie del filtro que cuenta con la tela filtrante. Si la capacidad del filtro  $Q_M$  dado en  $kg/s$ , se calcula utilizando el área de filtración  $\emptyset_A$ , entonces la expresión 4.4.141 se divide por el tiempo de filtración.

El grosor óptimo de la torta es otro factor importante en la operación de los filtros, este depende principalmente de su densidad aparente, concentración de la pulpa de alimentación y caudal de filtrado óptimo. El espesor óptimo está dado por:

$$L_{OPT} = \frac{V_{OPT}(C_m)}{(\rho_B)(A)} \quad (4.4.142)$$

Donde:

$L_{OPT}$ : Grosor óptimo de la pulpa.

$V_{OPT}$ : Caudal óptimo del filtrado.

$\rho_B$ : Densidad aparente del sólido.

Algunos datos promedios en la operación son:

- Tiempo de filtración 7.5 min
- Porcentaje sumergido del filtro de 25 % a 75%
- Velocidad de rotación 0.1 – 3.0 rpm.

#### 4.4.3 SECADO

Cuando se desea que la torta de la filtración tenga una humedad del 5 % al 10 % se recurre a un proceso de secado. La eliminación de humedad de la torta mediante el secado es una operación costosa, por lo tanto, una práctica habitual es eliminar la mayor cantidad de agua en la filtración. Los filtros prensa son capaces de producir una torta con una humedad hasta del 8 %, frecuentemente empleado filtros de prensa se elimina la necesidad del secado. Las razones para realizar el secado del concentrado son:

- Eliminación de agua reduce el peso del material a manejar.
- Presencia de agua en procesos pirometalúrgicos provoca un mayor consumo de energía.
- Presencia de agua puede provocar reacciones secundarias indeseables.

El secado del concentrado antes del embarque, si se realiza, es la última operación que se realiza en una planta concentradora. El secado tiene como objetivo reducir el contenido de humedad hasta un 5 % en peso. Cuando el concentrado se transporta con una humedad menor, se corre el riesgo de tener una dilución por la pérdida de polvos, un contenido de humedad de 10 % – 20 % por volumen permite que las partículas fluyan libremente, y suprime la pérdida de polvos (Wills y Finch, 2016).

Dahlstrom et al. (1985) señalan que el proceso de secado implica la transferencia simultánea de calor y masa; junto con procesos de velocidad como transformaciones físicas y químicas, que pueden causar cambios en la calidad del producto. Los cambios físicos que pueden ocurrir son contracción, hinchazón y cristalización. Dependiendo del material pueden ocurrir reacciones químicas o bioquímicas que conducen a cambios en el color, textura u otras propiedades del producto sólido.

Las tecnologías de secado se clasifican en función de cómo se relaciona el producto húmedo con el medio de secado, es decir: secado directo e indirecto. El calor se suministra por un gas caliente en contacto directo o indirecto con el material a secar.

El proceso de secado comienza con un primer periodo de calentamiento, el segundo periodo se llama el periodo de secado de velocidad constante. Aunque la temperatura de la superficie de evaporación es constante durante el segundo periodo, el nivel de temperatura, así como la velocidad de secado, depende del modo de transferencia de calor. La transferencia de energía como calor ocurre como resultado de convección, conducción o radiación y en algunos casos, como resultado de una combinación de estos efectos. Si la transferencia de calor se lleva a cabo por la convección de aire o gas caliente, la temperatura de la superficie saturada se acerca a la temperatura de bulbo húmedo del aire o gas.

Cuando se lleva a cabo la convección y radiación simultáneas, se transfiere calor adicional y temperatura de la superficie saturada que se encontrará entre la temperatura del bulbo húmedo y el punto de ebullición del líquido, pero a menor temperatura del bulbo seco. Por último, cuando la transferencia de calor por conducción a través de paredes donde el material saturado se encuentra en contacto con esta superficie caliente, solo se lleva a cabo en secadores indirectos, la temperatura de la superficie sólida se acerca al punto de ebullición.

Mujumdar et al. (2015) mencionan que cuando un sólido húmedo se somete aun secado térmico, ocurren dos procesos simultáneamente:

1. Transferencia de energía.
2. Transferencia de humedad interna.

En el proceso 1, la eliminación de agua como vapor de la superficie de la partícula depende de las condiciones externas de temperatura, humedad y flujo del aire, área de la superficie expuesta y presión. En el proceso 2, el movimiento de la humedad interna dentro del sólido, es una función de la naturaleza física del sólido, temperatura y contenido de humedad. En una operación de secado, cualquiera de estos procesos puede ser el factor limitante que gobierne la velocidad del secado, aunque ambos procesos ocurren simultáneamente durante el secado. El correcto entendimiento del proceso de secado involucra un amplio conocimiento de los fundamentos de la transferencia de calor, masa y conocimiento de las propiedades del material.

#### 4.4.3.1 MECANISMOS DE SECADO

Una combinación de calor, gas y agitación son esenciales para el proceso de secado. La ubicación y nivel de estos factores son claves para distinguir a los sistemas de secado directo de los indirectos. En el método de secado directo (secado por convección), los sólidos se ponen en contacto directo con el medio de secado que puede ser un gas. En el método de secado indirecto (secado por conducción o contacto), el producto húmedo se separa del medio de secado por una carcasa estacionaria, este método utiliza vapor saturado o sobrecalentado (Muri, 2019).

Un sólido húmedo expuesto a un gas caliente pierde humedad hasta que la presión del vapor de la humedad en el sólido es igual a la presión parcial del vapor en el gas. Entonces se dice que el sólido y el gas están en equilibrio.

Los sólidos se pueden clasificar como:

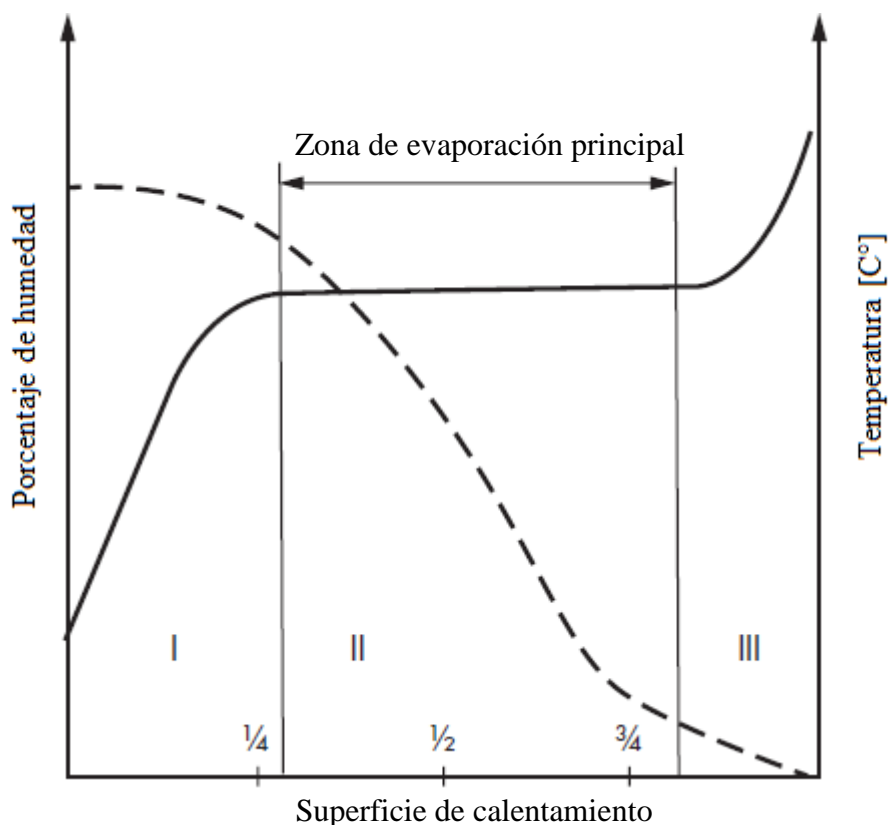
1. Medios capilares porosos no higroscópicos, como la arena, minerales triturados, cristales no higroscópicos, polímeros y algunos cerámicos.
2. Medios porosos higroscópicos, como arcilla, madera y textiles.
3. Medios coloidales como el nylon. No existen espacios porosos y la evaporación se puede dar en la superficie, el líquido se encuentra unido físicamente.

Esta clasificación es aplicable a medios homogéneos que podrían considerarse continuos. En un sólido húmedo generalmente se hincha en comparación con su condición cuando está libre de humedad, donde su volumen cambia por el proceso de secado. El contenido de humedad de un sólido se expresa como el contenido de humedad en peso del material.

Existen dos métodos para eliminar la humedad estos son la evaporación y vaporización. La evaporación ocurre cuando la presión de vapor de la humedad en la superficie del sólido es igual a la presión atmosférica. Esto se logra elevando la temperatura de la humedad hasta el punto de ebullición. Si el material es sensible al calor, entonces la temperatura a la que se produce la evaporación, es decir el punto de ebullición podría reducirse disminuyendo la presión. Es importante que la presión no se reduzca por debajo del punto triple, entonces no puede existir una fase líquida y la humedad en el sólido se congela. La adición de calor provoca la sublimación del hielo.

En la vaporización, el secado se realiza por convección, es decir pasando aire caliente sobre los sólidos. La humedad enfría el aire y el sólido transfiere humedad al aire y este proceso elimina la humedad. En este caso, la presión de vapor de saturación de la humedad sobre el sólido es menor que la presión atmosférica.

Muri (2019) señala que el proceso de secado consta de tres periodos: En el primer período, solo tiene lugar el calentamiento del producto húmedo, en el segundo periodo la mayor parte del agua o líquido se evapora a una temperatura del producto casi constante y finalmente, la eliminación de la humedad final da como resultado un aumento de la temperatura (Figura 4.56).



**Figura 4.4-56** Gráfico de temperatura y humedad en un secador donde se observan las etapas de secado. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Por lo tanto, un requisito preliminar para la selección de un tipo adecuado de secador, diseño y dimensionamiento, depende de las características bajo las cuales debe llevarse el secado. También es importante considerar las características del manejo de los sólidos, el equilibrio de humedad, sensibilidad del material al cambio de temperatura y límites de temperatura alcanzable con una fuente de calor determinada.

#### 4.4.3.2 SECADORES INDUSTRIALES

Los secadores industriales se clasifican de acuerdo a su relación entre el material húmedo con el medio de secado. La primera clasificación son los secadores directos donde se encuentran el secador flash, secadores rotativos, secadores de aspersión y secador de lecho fluidizado. En la segunda clasificación se encuentran los secadores indirectos donde se encuentra los secadores de tambor y secadores de banda. El secador que se usa generalmente en el proceso de secado de concentrados minerales son los secadores rotativos (Wills y Finch, 2016).

Mujumdar (2015) señala que algunas de las razones por las cuales se recurre al proceso de secado en el procesamiento de minerales son:

- Ahorro en el flete del concentrado cuando se transporta grandes distancias
- Facilita el manejo en bandas transportadoras, equipos acarreo, tolvas, etc.
- Mejora la eficiencia de los procesos de secado aguas abajo como cribado, clasificación y concentración magnética o electrostática.
- Mejora la eficiencia y reduce el consumo de combustible en procesos pirometalúrgicos como la tostación y calcinación.
- Minimiza o elimina problemas en la manipulación de sólidos húmedos en operación en sitios donde se alcanza temperatura de congelación.
- Algunos procesos pueden influir en la necesidad del secado como la fundición.

**Secador rotatorio.** Consiste en una carcasa cilíndrica giratoria sobre cojinetes donde fluyen gases calientes, generalmente la carcasa se encuentra ligeramente inclinada respecto a la horizontal. La alimentación son partículas a granel que se introduce en el extremo superior de la carcasa y la alimentación avanza a través de ella por la rotación gracias a la pendiente, al final de la carcasa el producto seco es descargado (Dahlstrom et al, 1985).

En la Figura 4.4-57 se muestra un esquema de un secador rotativo. La dirección del flujo del gas caliente en relación con los sólidos está en función de las propiedades del material procesado. El flujo del gas a corriente se usa para materiales sensibles al calor incluso para altas temperaturas, mientras que para otros materiales el flujo de contracorriente es deseable para aprovechar una mayor eficiencia térmica.

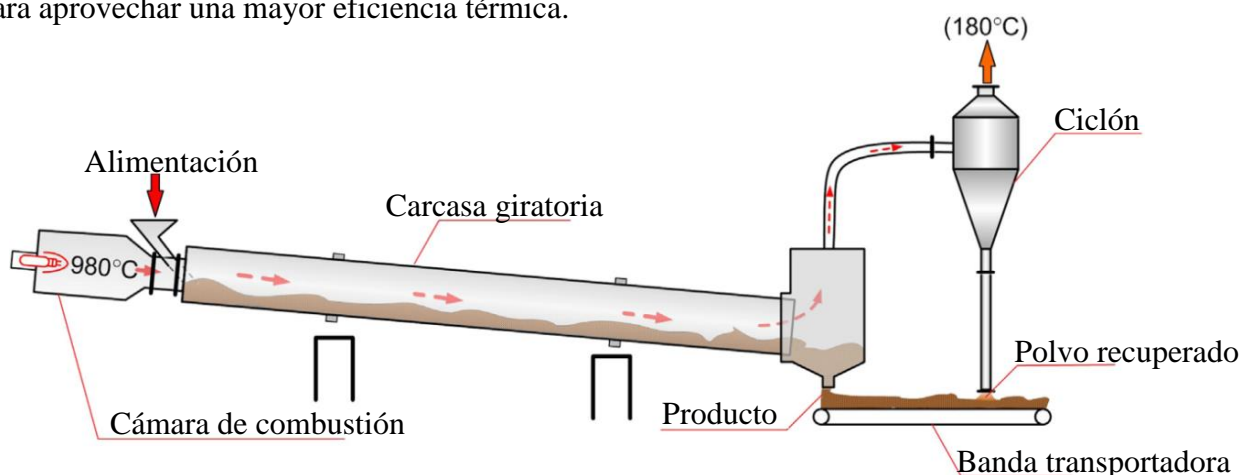


Figura 4.4-57 Esquema de un secador rotatorio. Adaptado de Wills y Finch (2016).



Para determinar el tiempo de residencia en función de las características del secador, se propuso la siguiente expresión:

$$t = \frac{0.0433(Ln)^{1/2}}{DN \tan(\alpha)} \quad (4.4.143)$$

Donde:

- $t$ : Tiempo de residencia en minutos.
- $L$ : Longitud de la carcasa, m
- $D$ : Diámetro de la carcasa, m
- $N$ : Velocidad de rotación, revoluciones por minuto.
- $\alpha$ : Pendiente del secador rotativo.
- $n$ : Ángulo dinámico de reposo del sólido en grados.

Kelly y Spottiswood (1990) indican que el régimen de secado se puede definir en los secadores industriales como:

$$D = - \frac{M_s}{A} \frac{dX}{dt} \quad (4.4.144)$$

Donde:

- $M_s$ : Masa del sólido seco.
- $A$ : Área superficial del sólido.
- $X$ : Contenido general de humedad.
- $t$ : Tiempo de residencia.

Con esta expresión se puede obtener el tiempo de secado, al integrar se obtiene:

$$t_c = - \frac{M_s}{A(D_c)} (X_c - X_l) \quad (4.4.145)$$

Donde:

- $X_c$ : Contenido global de humedad en el punto crítico de secado.
- $X_l$ : Contenido general de humedad en el material.
- $D_c$ : Depende de la fuerza impulsora disponible para la transferencia de calor y masa desde la superficie de secado que puede escribirse como:

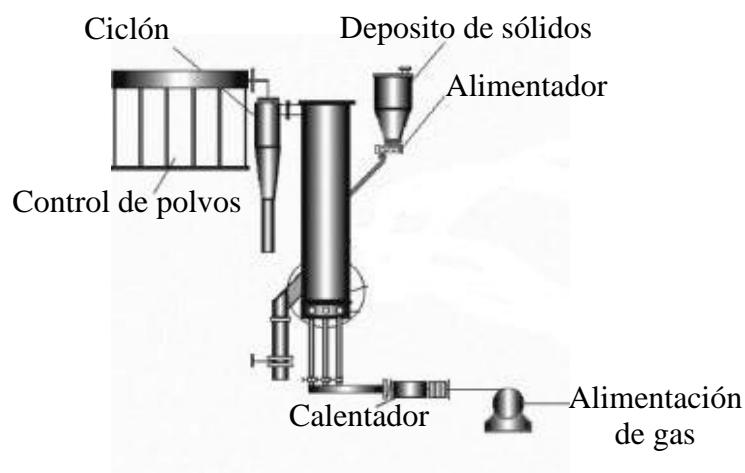
$$D_c = K_M(mw)_g(G_i - G_s) \quad (4.4.146)$$

Donde:

- $K_M$ : Coeficiente de transferencia de masa.
- $(mw)_g$ : Peso molecular de gas de secado.
- $G_i$ : Humedad del gas en la interface.
- $G_s$ : Humedad el gas de secado.

**Secador de lecho fluidizado (FBD).** Se emplean en el secado de materiales granulares, para la fabricación de productos para calcinación, combustión, incineración, procesos de gestión de residuos y procesos de protección ambiental. Son ideales para el secado de polvos con un rango de tamaños de partículas que van de 50 -200  $\mu m$ . En la Figura 4.4-58 se muestra una configuración del sistema de lecho fluidizado que consiste en un soplador de gas, columna de lecho fluidizado, un sistema de limpieza de gas que consta de un ciclón, filtros y un depurador.

El lecho fluidizado convencional se forma haciendo pasar un corriente de gas desde el fondo de una columna de sólidos en un colector ciclónico. El lecho de partículas descansa sobre una placa distribuidora de gas. El gas fluidizante pasa a través del distribuidor para una distribución uniforme a través del lecho. Después de pasar a través del lecho fluidizado, la corriente de gas se introduce en un sistema de limpieza para separar las partículas finas de la corriente de gas de salida antes de descargar a la atmosfera. La caída de presión a través del lecho aumenta a medida que incrementa la velocidad del gas fluidizante.



**Figura 4.4-58** Esquema de un secador FBD. Adaptado de Mujumdar (2015).

La transferencia de calor en el lecho fluidizado puede ocurrir por conducción, convección y radiación dependiendo de las condiciones de operación. La contribución de los modos respectivos de transferencia de calor al coeficiente de transferencia depende de la clasificación de partículas, condiciones del flujo, regímenes de fluidización, tipo de distribuidor, temperatura de operación y presión. La transferencia de calor entre una sola partícula y una fase gaseosa se puede definir mediante la siguiente ecuación de transferencia de calor:

$$q = h_p(A_p)(T_p - T_g) \quad (4.4.147)$$

Donde:

$q$ : Velocidad de transferencia de calor (W).

$h_p$ : Coeficiente de transferencia de calor,  $W/m^2K$ .

$A_p$ : Área de la superficie de una sola partícula,  $m^2$ .

$T_p$ : Temperatura de las partículas, temperatura absoluta.

$T_g$ : Temperatura del gas, temperatura absoluta.

El valor del coeficiente de transferencia de calor de una sola partícula en un sistema de lecho fluidizado se encuentra en el rango de  $1 - 700 \text{ W/m}^2\text{K}$ . La capacidad calorífica es del orden de  $106 \text{ J/m}^3\text{K}$ . El área de la sección transversal del lecho fluidizado se puede determinar a partir de la siguiente expresión:

$$A = \frac{F_s(t_r)}{\rho_b(H_b)} \quad (4.4.148)$$

Donde:

$A$ : Sección transversal del lecho fluidizado,  $\text{m}^2$

$F_s$ : Caudal de partículas secas.  $\text{Kg/s}$

$t_r$ : Tiempo de residencia,  $\text{s}$

$\rho_b$ : Densidad del lecho,  $\text{kg/m}^3$

$H_b$ : Altura del lecho,  $\text{m}$

El caudal del gas se calcula a partir de la siguiente ecuación para una primera estimación:

$$G_g = \rho_g(u_g)(A) \quad (4.4.149)$$

Donde:

$u_g$ : Velocidad del gas,  $\text{m/s}$

$\rho_g$ : Densidad del gas,  $\text{kg/m}^3$

Es fundamental que se realicen pruebas para determinar la velocidad del gas adecuada a escala piloto, siempre que la velocidad del gas produzca una buena calidad de fluidización durante la operación.

**Secador de aspersion (SPP).** Las partículas son suspendidas para crear la atomización del líquido para su evaporación y lograr el secado de las partículas individualmente mientras estas se encuentran en suspensión con un gas caliente. Estos equipos tienen una capacidad que va desde algunos kilogramos hasta 50 toneladas por hora.

El funcionamiento de estos equipos es el siguiente, el sólido y el líquido son bombeados al tanque donde un dispositivo lo atomiza y un distribuidor de aire en la parte superior de la cámara de secado inyecta el gas caliente, finalmente el gas se extrae de la cámara por un filtro mediante el apoyo de un extractor. Como el material es atomizado las gotas de líquido se encuentran con el aire caliente y la evaporación se produce mientras que el aire se enfría. Después del secado en la cámara, el producto cae al fondo de la cámara y es arrastrado por aire hacia un ciclón para la separación de las partículas secas.

El secado por aspersion consta de tres etapas del proceso:

1. Atomización.
2. Mezcla con el aire caliente y evaporación de la humedad.
3. Separación del producto seco del aire.

Cada etapa se lleva a cabo de acuerdo con el diseño y operación del secador en conjunto con las propiedades físicas y químicas de la alimentación para determinar las características del producto final. En la Figura 4.4-59 se muestra un ejemplo del proceso de secado por aspersion con sus equipos auxiliares.

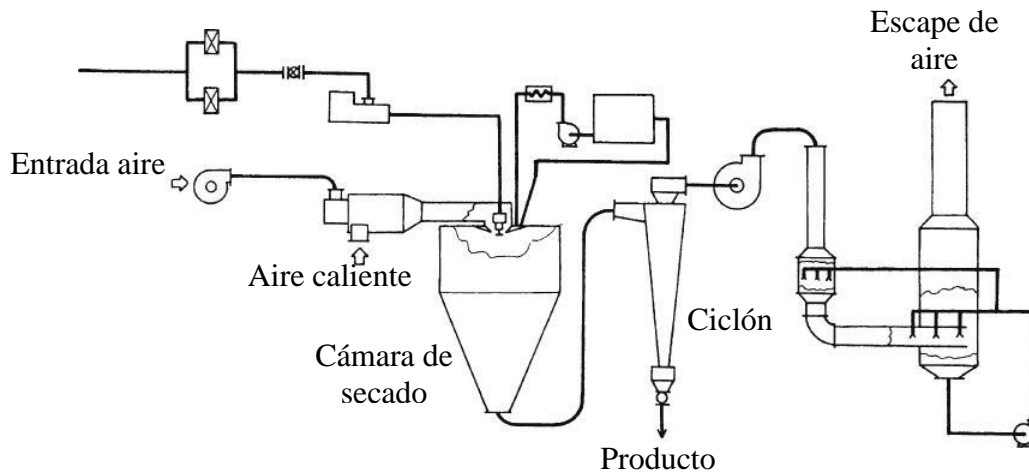


Figura 4.4-59 Planta de un secador por aspersión. Adaptado de Mujumdar (2015).

Una expresión empírica para determinar la intensidad de secado en un secador de aspersión centrífuga es:

$$q = \frac{(T_1 + 272)^{3.4287}}{(T_2 + 273)^{3.34}} \quad (4.4.150)$$

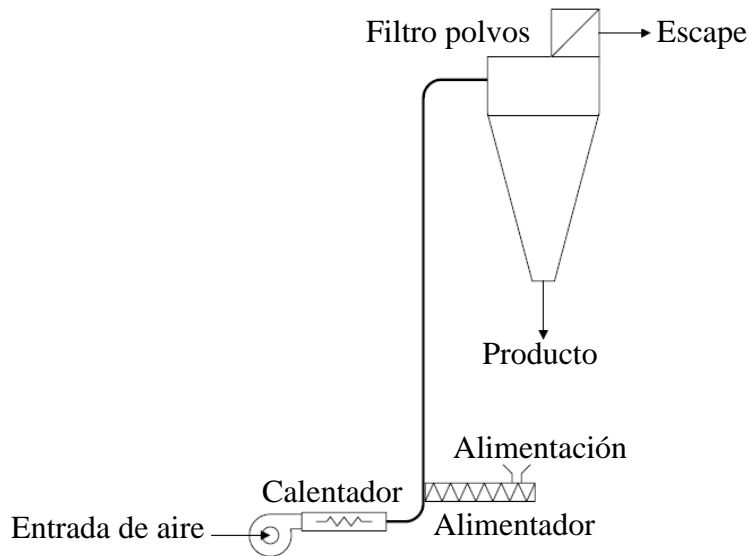
Donde:

$q$ : La intensidad de secado ( $kg/m^3$ ) para conocer la velocidad de evaporación por unidad de volumen en la cámara de secado.

$T_1$  y  $T_2$ : Temperatura del aire en la entrada y salida, °C.

**Secador flash.** También conocidos como secadores neumáticos, son en su mayoría unidades de secado directo. Los secadores se clasifican como sistemas de transporte de gas que se caracteriza por procesos convectivos continuos de transferencia de calor y masa. En este tipo de secadores, la corriente de gas transporta las partículas sólidas a través del sistema y hace contacto directo con el material a secar. Esta corriente de gas suministra el calor requerido para el secado y elimina la humedad mediante su evaporación. El tamaño de partículas a secar oscila entre 10 y 500  $\mu m$ , una de las características de estos equipos es el tiempo de contacto relativamente corto entre las partículas y el aire, el cual ocurre el secado entre 0.5 – 10 segundos.

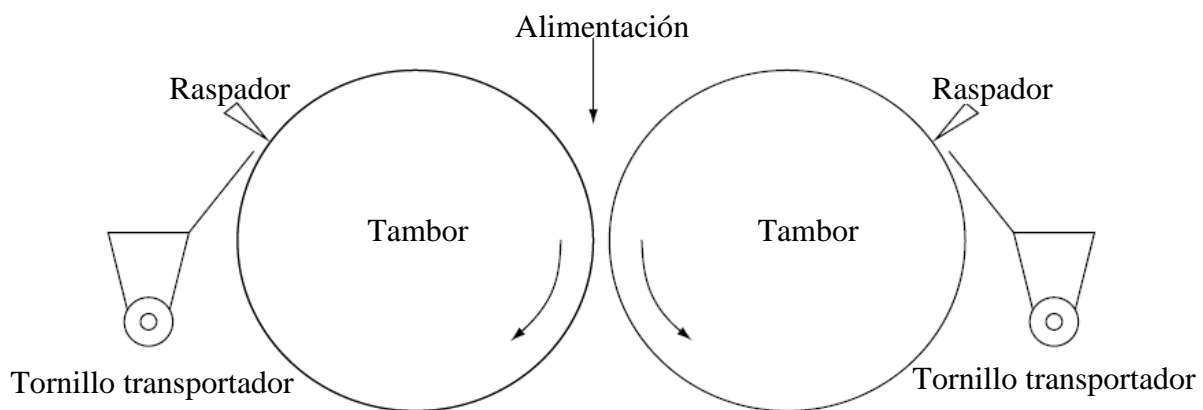
En la Figura 4.4-60 se muestra un sistema simple de secado neumático instantáneo, este sistema consta de seis componentes: el calentador de gas, alimentador, conducto de secado, separador, extractor y un colector del producto seco. En algunas ocasiones las partículas húmedas se alimentan a la corriente de gas caliente con un dispositivo de mezcla. La corriente fluye por el tubo de secado, es importante que la velocidad del gas sea mayor que la velocidad de la caída libre de la partícula de mayor diámetro a secar. Debido al tiempo corto de secado estos equipos son adecuados para la eliminación de humedad superficial y son menos recomendados para la eliminación de humedad interna.



**Figura 4.4-60** Esquema de un secador Flash. Adaptado de Mujumdar (2015).

La alta velocidad de evaporación en estas unidades se traduce en secadores rápidos útiles para el secado de productos granulares, cristalinos, partículas finas y polvos.

**Secador de tambor.** Estos secadores se emplean para soluciones viscosas, pulpas o pastas que pasan por tambores rotativos calentados por vapor. La pulpa se alimenta y se extiende mecánicamente por la acción de dispersión de dos tambores contra – rotativos, creando una capa delgada que se adhiere al tambor por el calor, ver Figura 4.4-61. La capa delgada de material se seca rápidamente de forma conductiva por el alto flujo de calor del vapor condensado dentro del tambor.



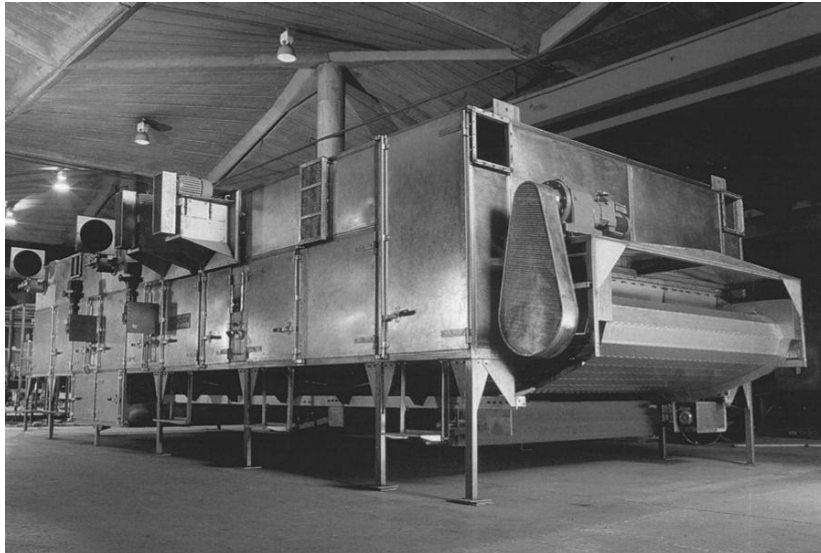
**Figura 4.4-61** Esquema de un secador de tambor. Adaptado de Mujumdar (2015).

Existen amplias variaciones en el método de alimentación, el número de configuración de tambor, así como del sistema de calentamiento y la eliminación del producto. Generalmente el diámetro del tambor varía de 0.45 a 1.5 metros con longitudes que van de 1 a 3 metros.

Los secadores de tambor se clasifican de acuerdo al número y configuración de calentamiento del tambor. Los diferentes tipos de tambor son:

- Secador de doble tambor abierto. La pulpa se alimenta a través de una boquilla de péndulo o un distribuidor con múltiples boquillas en la cara de cada tambor, los cuales son calentados a vapor.
- Secador de un solo tambor abierto. En este secador la pulpa se alimenta a través de una boquilla, en la cara del tambor calentado con vapor y un rodillo que gira en sentido contrario al tambor que enfría la capa de material seco homogéneo.
- Secador de tambores gemelos abiertos. La pulpa recubre al tambor por inmersión directa en un tanque de alimentación en la parte inferior del secador o mediante un alimentador de aspersión desde un depósito en el fondo.
- Secador de tambor cerrado. Cuando es necesario recuperar el vapor liberado durante el secado del tambor o los productos secos general se emplean estos tambores cerrados herméticamente que impiden el escape del vapor o polvos.

**Secador de banda.** En estos secadores el material se transporta a través de unas placas por donde corre aire caliente permitiendo el secado del lecho de partículas. Su construcción se describe como un transportador de placas dentro de una caja de aire caliente, Figura 4.4-62.



**Figura 4.4-62** Esquema de un secador de banda. Tomado de Mujumdar (2015).

El secador de banda es adecuado para secar materiales con un tamaño de partículas que va de 1 a 50 mm. El secado se logra al forzar el paso de aire a través del lecho; por lo tanto, para el secado lo ideal son materiales que se pueden apilar sobre la banda. Los tiempos de secado típicos son de 5 a 240 minutos dependiendo de la longitud de la banda y su velocidad. El área de la banda transportadora representa el área de la superficie para expresar el coeficiente de transferencia de calor, es decir:

$$Q = h_v(A)(\Delta T) \quad (4.4.151)$$

Donde:

$Q$ : La transferencia de calor (kW).

$h_v$ : Coeficiente de transferencia de calor ( $kW/m^2 \cdot ^\circ C$ ).

$A$ : Área de superficie expuesta,  $m^2$ .

$\Delta T$ : Diferencia de temperatura entre el aire y el producto,  $^\circ C$

#### 4.4.3.3 SELECCIÓN DE SECADORES

La selección de un secador es una tarea desafiante, la elección incorrecta transforma al proceso en una tarea deficiente independientemente del diseño del secador industrial. La elección de un secador también implica equipos de limpieza de gases, recolección del producto, recirculación parcial de los gases, enfriamiento, posible recubrimiento del producto o equipos de aglomeración. El requisito de calidad del producto es primordial en el proceso de selección, para producto con un alto valor, la selección del secador depende del valor del producto seco. Un producto con un bajo valor la elección del secador depende del costo de secado seleccionando el sistema de menor costo para tal aplicación.

Mujumdar et al. (2015) mencionan que la determinación de los siguientes factores es necesario para elegir un secador:

- Rendimiento del secador.
- Propiedades físicas, químicas y bioquímicas de la alimentación humedad, así como las especificaciones deseadas para el producto.
- Características de los procesos aguas arriba y aguas abajo.
- Contenido de humedad del alimento y del producto deseado.
- Cinética de secado.
- Parámetros de calidad en el producto.
- Aspectos de seguridad (peligro de incendio, explosión y toxicidad de los gases).
- Valor del producto.
- Necesidad de control automático.
- Propiedades toxicológicas de los productos del secado.
- Flexibilidad de la capacidad.
- Tipos y costos del combustible.
- Regulaciones ambientales.
- Espacio disponible en plata.

Una regla general, es que el secador es considerado solo cuando la operación realmente requiera un secado excesivo del producto. Con aras de ahorro y reducción de la energía que demanda el proceso de secado es deseable reducir el contenido de humedad mediante operaciones como espesamiento, filtración y centrifugación.

Helland y Muri (2006) indican que la selección preliminar de un sistema de secado está determinada por los siguientes factores:

1. Propiedades del producto (Características físicas del material húmedo y seco, distribución del tamaño de partículas, abrasividad, corrosividad, toxicidad e inflamabilidad).
2. Características de secado del material (Tipo de humedad, contenido de humedad inicial y final, temperatura que permite el equipo de secado y tiempo de secado).
3. Flujo del material (Capacidad para ser manejado, tipo de operación, características del proceso previo y posterior al secado)
4. Calidad del producto (Contaminantes, contenido final de la humedad, descomposición del contenido final, temperatura del producto y densidad aparente).
5. Problemas de recuperación (Polvos o solventes).

6. Instalaciones en el sitio (Espacio, temperatura, humedad, limpieza del aire, combustibles disponibles, medio de secado, energía eléctrica disponible, ruido permisible, vibraciones, polvo o pérdida de calor y control de gases).

7. Costo de inversión.

8. Costo operación.

9. Impacto ambiental.

Estos factores útiles para una selección preliminar del secador aplicable para una operación en específico. El siguiente paso es obtener datos del fabricante del equipo para obtener una pre-selección adecuada. Para tener una correcta selección es importante realizar pruebas de secado y cotización del equipo, para llevar a cabo una selección final.

### EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Una pulpa que contiene 300 kilogramos de sólidos por metro cúbico. Se espesará en un tanque para obtener una descarga que contenga  $750 \text{ kg/m}^3$ . La velocidad de alimentación al tanque espesador es de  $0.5 \text{ m}^3/\text{min}$ . Las pruebas de sedimentación por lotes arrojaron los siguientes resultados:

<b>Concentración de sólidos</b>	$\text{kg/m}^3$	300	362.3	497.4	774.2	960	1010.5	1078.7	1128.1
<b>Velocidad de asentamiento</b>	$\text{mm/min}$	26.67	15.588	7.148	1.61	0.455	0.271	0.111	0.068

Estimar el área máxima y el diámetro del tanque espesador.

**Solución:  $14.7 \text{ m}^2$ ,  $4.3 \text{ m}$**

2. Las pruebas de sedimentación se realizaron en una columna cilíndrica con una pulpa que contiene 300 ppm de sólidos. Después de un tiempo de detención de 80 minutos, se encontró que el fluido de clarificado contenía 10 ppm de sólidos. Se determinó que el derrame del agua clarificada ideal tiene una velocidad de  $8.2 \text{ m/h}$ . Se requiere que el clarificador tenga un flujo en el derrame de  $120 \text{ m}^3/\text{h}$ . Estimar:

- Volumen del tanque.
- Área y diámetro del tanque.
- Altura del tanque

**Solución:  $159.9 \text{ m}^3$ ,  $14.63 \text{ m}^2$ ,  $4.3 \text{ m}$ ,  $10.93 \text{ m}$**

3. Las pruebas de laboratorio sedimentación mostraron una relación de la altura de la zona de clarificación contra el tiempo como:

<b>Altura</b>	<b>milímetros</b>	600	516	434	285	176	147	128
<b>Tiempo</b>	<b>segundos</b>	0	100	200	400	650	800	1000

La pulpa alimentada contiene el 15 % de sólidos (v/v) para alimentar a un tanque espesador para obtener un derrame que no contiene más de 1 % de sólidos (v/v). La densidad de los sólidos es de 2.65. Si la velocidad de alimentación es de 75 toneladas por hora y la descarga contiene 75 % de sólidos (v/v). Determinar:



- a) Velocidad de sedimentación en cada intervalo de tiempo.
- b) Concentración de sólidos correspondiente a cada intervalo.
- c) Curva de sedimentación.
- d) Área del tanque espesador.

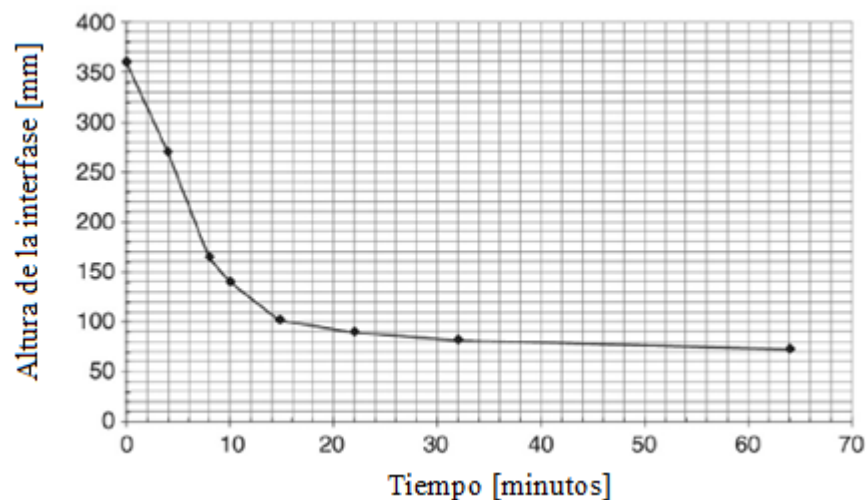
**Solución:**  $0.00084 \text{ m/s} - 0.000095 \text{ m/s}, 462.2 \text{ kg/m}^3 - 1863.28 \text{ kg/m}^3, 30.77 \text{ m}^2$

4. Se debe espesar una pulpa de alimentación con un 20 % de sólidos en peso para producir un producto con el 8 % de humedad a 75 t/h. Se realiza una prueba de sedimentación con la pulpa donde se determinó el punto crítico de la curva de asentamiento a una altura de 80 mm y 250 segundos. La curva de sedimentación de la columna de prueba inicia en 300 mm. Considere una densidad de los sólidos de  $2,500 \text{ kg/m}^3$ .

Si la altura de la línea de la pulpa correspondiente a la descarga es de 70 mm. ¿Cuál sería el porcentaje de sólidos en la descarga del espesante?

**Solución:**  $854 \text{ kg/m}^3$

5. Como resultado de una prueba de sedimentación se presenta en siguiente gráfico.



Durante la prueba se ensayó con una pulpa de un concentrado de cobre con 15 % de sólidos en volumen. Determine el diámetro del tanque espesador requerido para espesar la pulpa hasta obtener una descarga de 55 % de sólidos en volumen a una velocidad de 1,000 t/h. La densidad de los sólidos es de  $4,100 \text{ kg/m}^3$ .

**Solución:**  $11.26 \text{ m}$

6. Si la pendiente de la tangente respecto a la curva de asentamiento de una cola de flotación de cobre floculada es de  $0.4 \text{ mm/s}$  en el punto crítico que ocurre en el punto (67s, 115 mm) en la curva de asentamiento. Calcule el área del tanque espesador requerido para procesar la pulpa si el flujo de la descarga cumple con un 65 % de sólidos (v/v), la alimentación tiene una concentración del 22 % de sólidos (v/v) y una altura inicial de la pulpa en la prueba de 250 mm.

Considere una capacidad de 150 t/h y una densidad de sólidos de  $2,750 \text{ kg/m}^3$ .

**Solución:**  $6.69 \text{ m}^2$

7. Una pulpa con 20 % sólidos (w/w) debe deshidratarse para producir un producto de 50 % de sólidos (w/w) a 75 t/h. Se lleva a cabo una prueba de sedimentación con una pulpa con 20 %, 30 % y 40 % de sólidos (w/w). La velocidad de sedimentación de cada pulpa se muestra es:

Pulpa	mm/s
20%	0.7796
30%	0.078
40%	0.0242

Calcule el diámetro del tanque espesador para cada pulpa.

**Solución: 10.15 m, 21.29 m, 23.42 m**

8. Se llevó a cabo una prueba de laboratorio de filtración con un filtro de presión con un área de  $45 \text{ cm}^2$  a 70 kPa. La relación de torta húmeda a seca es 1.34. Las densidades de los sólidos, del filtrado y de la pulpa de alimentación son  $\rho_s = 2.640 \text{ kg/m}^3$ ,  $\rho_l = 1.000 \text{ kg/m}^3$  y  $\rho_0 = 1.320 \text{ kg/m}^3$  respectivamente. La viscosidad del filtrado es  $\mu = 0.01$  poises. Los resultados del filtrado se muestran en la siguiente tabla:

Tiempo segundos	Volumen de filtrado centímetros cúbicos
0	0
170	141
275	200
340	230
390	252
457	457
527	527
589	589
660	660

Determine el tiempo necesario para obtener una torta con un espesor de 4.5 cm.

**Solución: 500 s**

9. Se tomó una muestra de concentrados de cobre de un filtro de presión de Larox con un cilindro de 5 cm de diámetro. El espesor de la muestra fue de 35 mm. El peso de la muestra después del secado fue de 147 gramos y la densidad del sólido de 3.87 gramos por centímetros cúbicos. Determine la porosidad de la torta.

**Solución: 45 %**

10. La porosidad de un lecho de partículas en un filtro se estimó de 35 % y el tamaño medio de partículas de 75  $\mu\text{m}$ . Esta torta tenía que ser secado con un fluido que tenía una tensión superficial de 0.052 N/m. Determine la presión de ruptura para el proceso de secado.

**Solución: 113.90 N**

11. Una pulpa que contenía 900 kg de sólidos por metro cúbico de pulpa se filtró en una prensa de placas verticales. El área total de filtrado fue de  $50 \text{ m}^3$ . El filtrado a presión constante con una bomba centrífuga produjo una torta que tenía una resistencia de  $1.1 \times 10^{11} \text{ m/kg}$  con un medio cuya resistencia es de  $5 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$ .

Determine el volumen del filtrado y el tiempo de filtración. Considere los siguientes datos:

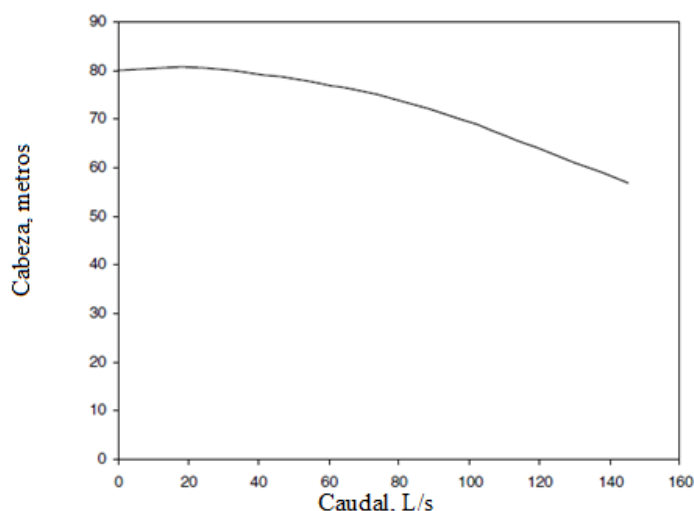
Viscosidad del filtrado:  $0.001 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Humedad de la torta: 15 %

Densidad del filtrado:  $1,000 \text{ kg/m}^3$

Densidad de los sólidos:  $2,800 \text{ kg/m}^3$

Considere la curva característica de la bomba centrífuga a 1,500 rpm, un caudal 60 L/s y una presión de 80 kPa.



**Solución: 4.36 litros, 13.76 s**

## REFERENCIAS

- Andritz (2016). Pressure Filtration with Highest throughput at Lowest Residual Moisture.HBF.
- Burroughs C. (1991).Materials Beneficiation (pp. 102-112, 114 - 124). Springer- Verlag.
- Coe H. y Clevenger G. (1917). Methods for Determining the Capacity of Slime – Settling Tanks. Arizona Paper. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.
- Concha F. (2014). Solid- Liquid Separation in the Mining Industry (pp. 6-7, 97-117, 281 -339). Springer Science.
- Dahlstrom D. (2003). Liquid – Solid Separation. En Fuerstenau C. y Han K. (Eds.). Principles of Mineral Processing (pp. 307 - 316) Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc.
- Dahlstrom D. y Fitch E. (1985). Thickening. En Weiss N. (Ed.). Mineral Processing Handbook (pp. 9-31). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Gupta A. y Yan D. (2006). Mineral Processing Design and Operations (pp. 471-503, 507 - 560). 2a ed. Elsevier B.V.
- Helland E. y Muri T. (2006). Drying Technologies for Mineral Processing Applications. Metallurgical Plant Desing and Operating Strategies (MePlant 2006).
- Keane J. (1986). Laboratory Testing for Design of Thickener Circuits. En Mular A. L. y Anderson M. A. (Eds.) Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 498 -500). Society for Mining, Metallurgy and Exploration – Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum Engineers Inc. (AIME).

- Kelly E. y Spottiswood J. (1990). *Introducción al Procesamiento de Minerales* (pp. 393-394). Limusa.
- King D. (1978). Thickeners. En Mular A. L. & Bhappu R.B. (Eds.). *Mineral Processing Plant Design* (pp. 541 - 547). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc.
- Klepper R., Laros T. y Schoenbrunn F. (1988). Deep Parte Thickening Sytems. *Minefill '98*.
- Kynch G. (1952). A theory of sedimentation. *Trans. Faraday Soc.* 48: 166-176.
- Meadows D. (2019). Filtration. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1081 -1106). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Merkus H. y Meesters G. (2016). *Production Handling and Characterization of Particulate. Particle Technology Series* (pp. 328-343). Springer International.
- Metso Minerals (2015). *Filtro de Prensa VPA. No. 1129-10-15 ESBL/Sala – Spanish*
- Mujumdar A. (2015). *Handbok of Industrial Drying* (3-6, 127-128,139-140,161-162,191-193, 249-251,381-383,393-395,361-366, 1171-1182). 4a ed. Taylor & Francis Group.
- Muri T. (2019). Continuous Drying Technologies. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1107-1111). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Outotec (2015). *Larox PF Filter. March 2015.* .
- Rushton A., Ward A. y Holdich R. (1996). *Solid – Liquid Filtration and Separation Technology* (pp. 37-39). Wiley – VCH.
- Sbárbaro D. y Del Villar R. (2010). *Advanced Control and Supervision of Mineral Processing Plants* (pp. 5-7).Springer Science.
- Schoenbrunn F., Laros T., Henriksson B. y Arbuthnot I. (2019). Sedimentation Equipment. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1069 -1080). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Sis H. y Chander S. (1998). Pressure filtration of dispersed and flocculated alumina slurries. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration. Inc. 98-170 (SME).
- Slottee S., McDonald C. y Schreiber H. (2003). *Application and Desing of Deep Cone Paste Thickener Systems for Tailings Disposal. SME Annual Meeting.*
- Subba D.(2016). *Coal Processing and Utilization* (321-322). CRC Press Taylor & Francis Group
- Tarleton S. y Wakeman R. (2006). *Solid Liquid Separation – Equipment Selection and Process Design* (pp. 43 -47). Elsevier.
- Votchkov N. (2017). *Introduction to Wastewater Clarifier Design. SunCam.*
- WesTech (2014). *ContraFlo Solids Contact Clarifiers.*
- WesTech (2015). *HiFlo. High – Rate Thickener.*
- WesTech (2015). *IMCO E-CAT Clarifier – Thickener.*
- WesTech (2015). *AltaFlo Ultra High – rate Thickener.*
- WesTech (2015). *Paste Thickeners. Advances Thickening Technology.*
- WesTech (2017). *Contact Clarifier A true solids contact clarifier.*
- WesTech (2020). *EvenFlo Feedwell. Advanced Feedwell Technology.*
- Wills B. y Finch J. (2016). *Mineral Processing Technology* (pp. 417-437). 8a ed. Elsevier B.V.

## 4.5 BALANCES METALÚRGICOS

Richardson y Mular (1986) señalan que hacer balances metalúrgicos es fundamental para un diseño exitoso y operación de los circuitos de concentración incluyendo operaciones de separación sólido – líquido. Es esencial que los ingenieros comprendan los principios básicos para realizar balances metalúrgicos para el análisis de operaciones de beneficio ([Material Digital: Carpeta 3. - Subcarpeta 3.6 Balances Metalúrgicos – Material 1](#)).

El balance metalúrgico, es el término que se aplica a la contabilidad general de masa y energía que entra y sale de un proceso metalúrgico como la trituración, clasificación separación sólido-líquido, operaciones de beneficio que principalmente tienen una naturaleza física y no requiere balances de energía. Cuando se trata del análisis de circuitos de concentración, el análisis se limita a un balance de masa para el diseño de circuitos y ajustes en plantas existentes.

La mayoría de los balances metalúrgicos se realizan bajo el supuesto que el sistema se encuentra en estado estacionario, donde la entrada de masa total es igual a la producción y salidas del proceso. En estado estacionario, no hay acumulación de material; se considera que todas las operaciones unitarias operan con una cantidad constante de material.

En general en un balance metalúrgico entorno al procesamiento de minerales se aplica a todas las características medibles como:

- Masa total o pulpa.
- Fases individuales del proceso (sólidos, fluidos o gases).
- Componentes químicos evaluables en cada fase.
- Características de la fase sólida (mineral).
- Granulometría.
- Componentes individuales “evaluables” del proceso, como recuperación y ley del concentrado.

Richardson y Morrison (2003) señalan que los balances metalúrgicos tienen una gran aplicación en el procesamiento de minerales, entre las aplicaciones más importantes se encuentra:

- Diseño de procesos metalúrgicos.
- Contabilidad metalúrgica.
- Optimización de procesos.
- Control de procesos.

Cada componente contribuye para el objetivo de optimizar el diseño y operación de las plantas de beneficio. A continuación, se analiza cada categoría:

**Diseño de procesos.** En el diseño de un proceso, los ingenieros deben calcular el balance de masa para cada una de las operaciones unitarias o diagrama completo. El enfoque del diseño es especificar el equipo a utilizar para obtener los resultados esperados y determinar los costos tanto de capital como operativos. Para cumplir con estos objetivos, al realizar un balance del proceso se debe incluir:

1. Evaluación y comparación de diagramas de procesos alternativos.
2. Determinación de la capacidad de los equipos.

3. Especificaciones de los servicios para bombas, bandas transportadoras, tuberías y otros equipos para el transporte de materiales.
4. Determinación de la capacidad en las instalaciones de almacenamiento.
5. Determinar los costos operativos del proceso como el consumo de medios de molienda, reactivos, agua, aire, energía etc.

Los cálculos se basan en utilizar modelos matemáticos predictivos en cada operación unitaria, estos modelos sirven para transformar datos de los flujos de entrada conocidos para determinar los valores de los flujos de salida. En la práctica, el uso de estos modelos depende de los parámetros del proceso para definir las condiciones operativas y rendimiento.

Los balances de masa dan como resultado información útil e indirecta, como densidades de pulpa, densidades aparentes de los sólidos, porcentaje de sólidos, tonelaje, dosificación de reactivos, porcentaje de sólidos etc. Esta información es necesaria para el diseño y selección de equipos.

**Contabilidad metalúrgica.** La contabilidad metalúrgica ayuda a medir el beneficio económico de las operaciones; principalmente se ocupa para estimar el material total procesado y el total de elementos de interés recuperados. También se ocupa del seguimiento de productos secundarios y suministros como reactivos y energía. La contabilidad metalúrgica es una actividad que se programa, es útil en las siguientes evaluaciones:

- Estimación de vida útil de la mina.
- Presupuesto del flujo de efectivo.
- Cálculos del retorno de inversión.
- Valoración de los activos.
- Cálculos de agotamiento.
- Cálculo de impuestos.

Además, la contabilidad metalúrgica puede ser útil en los siguientes contextos:

- Planificar la producción.
- Asignación de recursos.
- Optimizar procesos.

**Optimización de procesos.** A lo largo de su vida útil la mayoría de las plantas de procesamiento de minerales sufren cambios, los balances metalúrgicos sirven para optimizar cada proceso de acuerdo con las características del mineral y nuevas tecnologías. Los ingenieros trabajan constantemente por mejorar el rendimiento del proceso, recuperación y reducir los costos operativos mientras que trabajan para superar las deficiencias del proceso. Sin embargo, los procesos no pueden mejorarse sin analizar y comprenderlo y esto no sucede sin antes realizar balances metalúrgicos y medir la eficiencia del proceso. Las alternativas propuestas deben probarse y medir su impacto para determinar si se mejora el proceso existente, una vez que se realiza su balance metalúrgico. El cálculo de los balances de materiales y la medición de la eficiencia del proceso son esenciales en cualquier etapa de la vida de la mina.

**Control de procesos.** El control de procesos computarizado se ha convertido en una realidad en la mayoría de las plantas, contribuyendo a una operación estable y rentable frente a cambios a menudo impredecibles en la alimentación del mineral y otros factores externos en la operación. El objetivo del control del proceso es optimizar el rendimiento del proceso sin modificar físicamente la planta garantizando la correcta operación de los equipos. Para tener un control de los procesos es importante medir la eficiencia de cada operación individual mediante la realización de un balance metalúrgico.

Las operaciones de las unidades individuales pueden controlarse mediante líneas simples de control lógico programable o un control completo de la planta con un sistema de control experto. Para plantas concentradoras instrumentadas, se emplean un balance de materiales en línea que se comprueban con precisión y confiabilidad los componentes evaluables en cada flujo. En general el balance de masa y optimización se emplean para establecer los objetivos de supervisión para el control de proceso y garantizar una eficiencia económica.

**Eficiencia económica.** Este término considera el rendimiento económico de cada unidad de mineral valioso recuperado por el proceso de beneficio. Un caso idealizado, una alta eficiencia económica corresponde a una máxima recuperación de las unidades metálicas del mineral alimentado a mina. Para determinar la eficiencia económica se debe contemplar el precio del metal, costos operativos, contratos de fundición, multas por contaminantes, costos de transporte, regalías etc. La eficiencia económica es equivalente a encontrar el punto que proporciona el ingreso neto máximo en el beneficio del mineral.

Los balances metalúrgicos tienen una gran aplicación en el beneficio de minerales, solo existen dos tipos de balances: (1) sin modelos y (2) basados en modelos. Los ingenieros y operadores deben asegurarse de comprender las diferencias entre estos dos tipos de balances y cuando se aplica cada uno (Richardson y Morrison, 2003).

**Balances sin modelos.** También se puede llamar como un balance de conservación de materia en un estado estacionario. Para la solución de este balance, es necesario que el proceso sea reversible; es decir que se puede estimar la alimentación de un nodo a partir de los productos.

Esta propiedad no es válida para algunos modelos utilizados en el equilibrio por ejemplo en los modelos procesos de trituración porque no se puede estimar la alimentación de un nodo a partir de los productos, siendo unidireccionales. El balance sin un modelo hace referencia a un balance de masa con la aproximación y ajustes de datos.

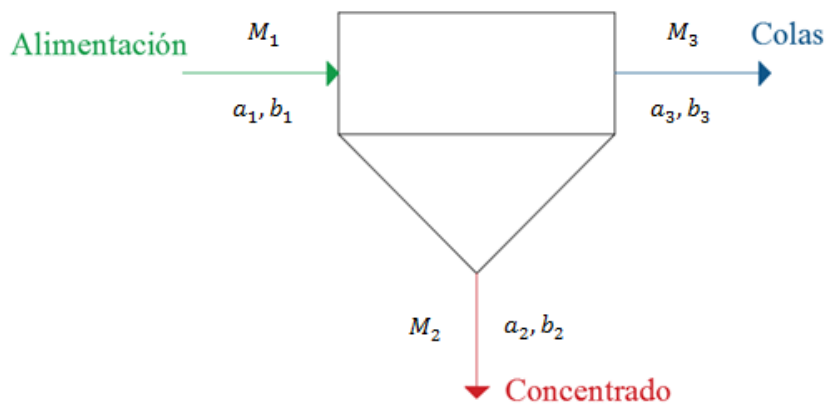
El objetivo es obtener un balance de masa consistente alrededor de una operación unitaria o un diagrama de flujo completo mediante el ajuste de datos medidos del proceso. El resultado final representa una estimación del equilibrio de un proceso basado en los datos disponibles.

Para este tipo de balances para lograr el equilibrio final no se requiere modelos matemáticos complejos de las operaciones unitarias que requieren de un correcto planteamiento y experiencia, esto significa que el modelo debe responder de una manera específica a un conjunto de condiciones de alimentación y de la operación; bajo observaciones empíricas en diferentes condiciones. En los balances sin modelos, las operaciones unitarias se representan por nodos, conectados por una red de flujo del proceso donde se establecen las ecuaciones que definen el equilibrio del material alrededor de cada nodo. El equilibrio se define por los datos medidos para satisfacer las ecuaciones de equilibrio.

Para encontrar el equilibrio del proceso es importante conocer los grados de libertad que permite conocer los datos consistentes y los datos redundantes para encontrar la solución de las ecuaciones. Para definir completamente el sistema, se deben eliminar todos los grados de libertad otorgando un valor a cada variable estos se logra cuando  $df = 0$ .

Este requisito es esencial para lograr el equilibrio, cuando el valor de los grados de libertad se vuelve negativo, el sistema se encuentra con variables redundantes que no otorgan una solución factible. Por lo contrario, si hay demasiados grados de libertad, se dice que el sistema es subestimado y existe un número infinito de soluciones del equilibrio.

Por ejemplo, considerando el equilibrio de una celda de flotación primaria (Figura 4.5-1) la fase sólida, el flujo de sólidos totales para cada uno de los flujos se representa por  $M_1$ ,  $M_2$  y  $M_3$  respectivamente.



**Figura 4.5-1** Balance de una celda primaria. Adaptado de Fuerstenau y Han, 2003.



Se tienen dos componentes de interés A y B en cada uno de los flujos, realizando el balance se pueden definir tres ecuaciones para definir el total de sólidos y los dos componentes de interés:

$$M_1 = M_2 + M_3 \quad (4.5.1)$$

$$a_1(M_1) = a_2(M_2) + a_3(M_3) \quad (4.5.2)$$

$$b_1(M_1) = b_2(M_2) + b_3(M_3) \quad (4.5.3)$$

En esta etapa se tienen tres ecuaciones y nueve incógnitas, si se conoce el caudal y las concentraciones de A y B en la alimentación; se tendrían tres ecuaciones y seis incógnitas por lo tanto los grados de libertad son  $df = 3$ . Donde se tiene un número infinito de soluciones, la división de sólidos y componentes evaluables en el concentrado y las colas no son definidas. Si en planta se miden el flujo total de sólidos y concentraciones de los componentes A y B en el concentrado, se tienen tres incógnitas y tres ecuaciones, es decir  $df = 0$ . Con este sistema se pueden determinar el total de sólidos y las concentraciones de A y B en las colas, por lo tanto, puede resolverse con las ecuaciones del sistema. Se asumen que las mediciones de los flujos de la alimentación y concentrado son completamente precisas y que los valores calculados también son correctos. En la práctica, existe la posibilidad de errores experimentales tanto en el muestreo como en el análisis que arrojan una solución incorrecta del balance metalúrgico, además es poco probable cuando se tomen las muestras el circuito se encuentre en equilibrio. El equilibrio se logra cuando los datos son “consistentes” mediante diversas iteraciones ajustando los datos, hasta obtener un conjunto de estimaciones que sean consistentes con los datos medidos en la planta que resuelva el balance metalúrgico.

Richardson y Morrison (2003) indican que los datos medidos no pueden ajustarse arbitrariamente, sin embargo, se deben de satisfacer todas las ecuaciones del sistema. Esto se logra ajustando los datos lo menos posible e identificando cuales datos son deficientes siendo importante la experiencia sobre el proceso. Un procedimiento aceptado para el ajuste de datos es mediante la ponderación de cuadrados en función de la diferencia entre el dato medido y el dato calculado. Los datos se ponderan de acuerdo con estimaciones precisas, basados en la desviación estándar del conjunto de datos individuales. Este concepto se puede expresar como:

$$S = \sum_{i=1}^n \omega_i (d_i - d_i')^2 \quad (4.5.4)$$

Donde:

S: Función objetivo de la suma de cuadrados.

n: Número de datos.

$\omega_i$ : Factor de ponderación asociados con el i-ésimo valor de datos (inversa de la varianza).

$d_i$  y  $d_i'$ : Son el i-ésimo valor de datos medidos y el i-ésimo valor de dato ajustado.

Con este enfoque para el ajuste de datos las estimaciones con la desviación estándar se extraen de la misma población de los datos experimentales, aportando una metodología estadística útil para el ajuste. Obtener el equilibrio del sistema se vuelve complejo cuando el proceso involucra entre 5 y 10 ecuaciones donde el número de incógnitas aumentan por lo tanto diagramas complejos se emplean soluciones computarizadas.

Este tipo de balances son utilizados generalmente en los trabajos de contabilidad metalúrgicas que se refieren a la contabilidad de totales: material total procesado, producto total, colas totales, recuperación y ley del concentrado. Estos trabajos no se ocupan directamente de explicar u optimizar el proceso, solo se requiere reportar y estimar los componentes evaluables del proceso buscando el equilibrio.

Los datos diarios recopilados en una planta de procesamiento rara vez son consistentes como tonelaje, consumo de energía, porcentaje de humedad, caudal, densidad de pulpa, tamaño de partícula, pH, consumo de reactivos, producción, consumo de agua, porcentaje de sólidos, leyes y recuperación que producen datos irregulares en los cálculos. El desafío que enfrentan los ingenieros es ajustar datos que sean consistentes y represente con la mayor precisión en el rendimiento de los equipos en la operación.

En la optimización de procesos los balances se emplean para el análisis de datos y construcción de modelos para evaluar los datos tomados para el desarrollo de modelos predictivos que se emplean en balances a futuro.

Para el control de procesos es importante tener un amplio conocimiento del proceso que se controla, el grado de consistencia de los datos utilizados es importante para el éxito de la estrategia de control. Algunas componentes de los flujos deben estimarse para fines de control porque no pueden medirse de manera fácil o confiable. Los balances sin modelos son valiosos para comprobar la veracidad de los datos.

**Balances basados en modelos.** Estos balances tienen la característica de no ser reversibles (la alimentación no se estima a partir de datos del producto), el equilibrio siempre se inicia a partir de un conjunto de condiciones operativas del proceso y flujos conocidos que especifica el ingeniero. En los balances sin modelos, se emplean datos y ecuaciones de sistema para determinar el equilibrio a partir del análisis de nodos; en los balances basados en modelos la alimentación, condiciones operativas y ecuaciones del modelo determinan los datos de salida que son el resultado del balance.

Estos balances empleando modelos se denominan generalmente como balances de simulación o diseño. El modelo implica el uso de un conjunto de ecuaciones para representar los procesos físicos o químicos que ocurre dentro de la operación para conformar un modelo del proceso. Estas ecuaciones predicen los valores de los flujos de salida en la unidad tomando como base parámetros establecidos en el modelo para relacionar el rendimiento de la unidad bajo ciertas condiciones operativas. En este enfoque no hay grados de libertad, se supone que las condiciones de entrada son conocidas y fijas, al igual que las condiciones del modelo. El modelo utilizado emplea un conjunto de parámetros establecidos que coinciden con el proceso existente para garantizar un modelo que simule el proceso lo más cercano a la operación real.

Considerando un modelo simple basado en la celda de flotación primaria descrita anteriormente, ver Figura 4.5-2. El modelo tiene las siguientes condiciones:

1. Cada flujo tiene dos componentes, digamos la mena (Componente A) y la ganga (Componente B).
2. Las concentraciones de los componentes juntos componen la fase sólida total de cada flujo (concentración de A + concentración de B = 100 %).
3. El modelo tiene dos parámetros:  $r_A$  y  $r_B$  que son el porcentaje de masa contenida en la corriente de alimentación. En sistemas más complejos este porcentaje de la masa contenido o recuperación se basa en otras variables y parámetro de diseño como la configuración de celdas, volumen, tiempo de retención, flujo de aire, tiempo de acondicionamiento de reactivos, dosificación de reactivos y cinética de flotación de cada componente.

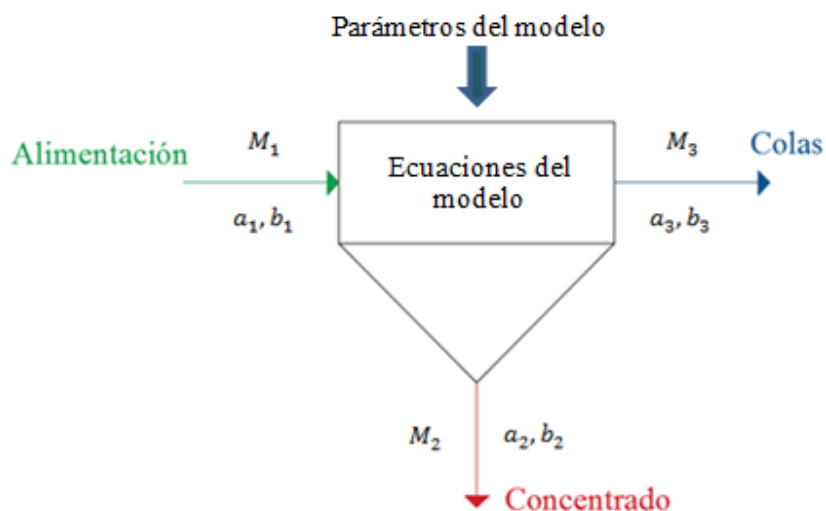


Figura 4.5-2 Parámetros del modelo de una celda primaria. Adaptado de Fuerstenau y Han, 2003.

Un modelo predictivo en equilibrio de ser consistente. Por lo tanto, el número de grados de libertad es igual a cero, en este ejemplo se tienen seis incógnitas y se requieren seis ecuaciones independientes que empleen valores conocidos de la alimentación y parámetros del modelo como:

1. Flujo total de masa. Las condiciones o parámetros del modelo se conocen que, en cada corriente, la masa total de A y B debe ser igual al flujo total, por lo tanto, se tiene:

$$M_2 = M_{A2} + M_{B2} \quad (4.5.5)$$

Donde:

$M_2$ : Masa total del concentrado.

$M_{A2}$ : Masa del componente A en el flujo del concentrado.

$M_{B2}$ : Masa del componente B en el flujo del concentrado.

También se sabe que la masa del componente A en el concentrado es función del parámetro de recuperación " $r_A$ " y la masa de A en la alimentación:

$$M_{A2} = \left(\frac{r_A}{100}\right) M_{A1} \quad (4.5.6)$$

Pero  $M_{A1}$  este dado por:

$$M_{A1} = a_1(M_1) \quad (4.5.7)$$

Por lo tanto:

$$M_{A2} = \left(\frac{r_A}{100}\right) a_1(M_1) \quad (4.5.8)$$

De manera similar:

$$M_{B2} = \left(\frac{r_B}{100}\right) b_1(M_1) \quad (4.5.9)$$

Entonces:

$$M_2 = (M_1) \left[ \frac{r_A}{100} (a_1) + \frac{r_B}{100} (b_1) \right] \quad (4.5.10)$$

2. El flujo de masa total en las colas, está dado por:

$$M_3 = M_1 - M_2 \quad (4.5.11)$$

3. Porcentaje de masa contenida en el concentrado del componente A:

$$a_2 = \frac{M_{A2}}{M_2} \quad (4.5.12)$$

También puede estar dado por:

$$a_2 = \frac{\left[ \frac{r_A}{100} (a_1) (M_1) \right]}{M_2} \quad (4.5.13)$$

4. Porcentaje de masa contenida en el concentrado del componente B:

$$b_2 = 1 - a_2 \quad (4.5.14)$$

5. Porcentaje de masa contenida en las colas del componente A:

$$a_3 = \frac{M_{A3}}{M_3} \quad (4.5.15)$$

También puede estar dado por:

$$a_3 = \left( \frac{M_{A1} - M_{A2}}{M_3} \right) \quad (4.5.16)$$

6. Porcentaje de masa contenida en el concentrado del componente B:

$$b_3 = 1 - a_3 \quad (4.5.17)$$

De esta forma se estable las ecuaciones del modelo; el balance con modelos tiene aplicación en el diseño de procesos, optimización de procesos, optimización económica y control de procesos.

En el diseño de procesos, los balances con modelos se realizan en paquetes de software de simulación que permiten a los diseñadores evaluar diversas alternativas considerando la viabilidad técnica, capacidades de los equipos, costos operativos y diferentes escenarios de operación. Los parámetros del modelo a menudo se estiman manualmente o se seleccionan basándose en los datos establecidos en plantas existentes con alimentaciones, capacidades y condiciones de procesos similares. Este diseño se combina con los métodos tradicionales de dimensionamiento y evaluación de procesos, como pruebas de laboratorio y plantas piloto permitiendo una mejor evaluación de un mayor número de alternativas para el cálculo manual del balance del proceso en una primera instancia para determinar la viabilidad de cada circuito.

Para plantas que desean mejorar el rendimiento de su planta existente utilizan el balance con modelos para probar rápidamente la viabilidad técnica y económica de varias alternativas. Por último, en el control de procesos se utiliza un modelo establecido para actualizar en línea el desempeño de cada variable y luego usarse para plantear diversas alternativas para evaluar la respuesta de circuito en el programa computacional sin una inversión en equipos.

#### 4.5.1 MÉTODOS DE CÁLCULO

Cuando se quiere realizar un balance metalúrgico empleando la información, un circuito o tablas del muestreo se tienen disponibles tres tipos de métodos de cálculo:

- Cálculo manual.
- Hoja de cálculo.
- Empleando un software metalúrgico.

##### **Cálculo Manual.**

Para obtener una descripción general de la capacidad y rendimiento de una planta de beneficio el cálculo manual es una opción, aunque en la práctica su uso depende del tamaño y complejidad del circuito. Las técnicas de balance han evolucionado desde la fórmula de  $n$ -productos hasta algoritmos estadísticos computarizados que pueden manejar diversos parámetros y variables de un proceso. El uso del método manual de fórmulas de  $n$  – productos se ve limitado para procesos unitarios hasta con cuatro productos.

**Fórmula de  $n$  - productos.** Un balance metalúrgico permite determinar la producción diaria, eficiencia del proceso, recuperaciones obtenidas, calidad de los concentrados, evaluar la dosificación de reactivos o insumos. La fórmula de " $n$ " productos se aplica a una unidad del proceso o grupo de unidades con 1 alimentación y " $n$ " productos, o " $n$ " flujos alimentación/salidas y un producto, o un total de  $n + 1$  flujos de alimentación/salida y productos. Algunas de las expresiones básicas para evaluar el desempeño de proceso de concentración para dos productos (concentrado y colas) parten del conocimiento de las siguientes variables:

**Tabla 4.5-1**

Contabilidad metalúrgica de un proceso de concentración de un solo producto.

	Toneladas	% Metal
Cabeza	F	$f$
Concentrado	C	$c$
Colas	T	$t$

Donde:

$F$ : Peso de la alimentación o cabeza.

$C$ : Peso del concentrado.

$T$ : Peso de las colas.

$f$ : Porcentaje o fracción del metal (material económico) presente en la alimentación también llamado como "Ley de cabeza".

$c$ : Porcentaje o fracción de la masa contenida del componente de interés económico presente en el concentrado.

$t$ : Porcentaje o fracción de la masa del componente de interés económico presente en las colas también llamado como "Ley de colas".

La ecuación de conservación de masa es:

$$F = C + T \quad (4.5.18)$$

El balance del componente de interés económico:

$$F(f) = C(c) + T(t) \quad (4.5.19)$$

La relación de concentración está dada por:

$$K = \frac{F}{C} = \frac{(c - t)}{(f - t)} \quad (4.5.20)$$

La relación de concentración hace referencia a la selectividad del proceso; expresa las toneladas de mineral que se deben de alimentar al proceso para producir una tonelada de concentrado. Si se trata más de un concentrado cada uno tendrá su propio valor de K.

El porcentaje de recuperación está dado por:

$$R = \frac{C(c)}{F(f)}(100) \quad (4.5.21)$$

El porcentaje de recuperación en término de los valores de ensaye es:

$$R = \frac{c(f - t)}{f(c - t)}(100) \quad (4.5.22)$$

El porcentaje de recuperación hace referencia a la eficiencia del proceso, representa la relación del metal o valores del mineral recuperado en el concentrado.

Por último, la razón de enriquecimiento está dada por:

$$R_E = \frac{c}{f} \quad (4.5.23)$$

La razón de enriquecimiento permite conocer la calidad del concentrado, es igual al producto de la relación de concentración y porcentaje de recuperación. Cuando el valor de la razón de enriquecimiento se acerca a la unidad indica que no se está llevando a cabo una concentración. Por otro lado, cuando sea mayor a la unidad mejor será la concentración del proceso.

Cuando se procesa un mineral complejo se requiere de la producción de dos concentrados, cada uno es enriquecido con un componente de interés económico diferente más una cola final, se recurre a la regla de dos productos (Subba, 2016).

Esta regla está dada por:

**Tabla 4.5-2**  
Contabilidad metalúrgica de un proceso de concentración de dos productos.

	Toneladas	% Metal "C"	% Metal "Z"
Cabeza	F	$C_1$	$Z_1$
Concentrado "A"	$C_A$	$C_2$	$Z_2$
Concentrado "B"	$C_B$	$C_3$	$Z_3$
Colas	T	$C_4$	$Z_4$

Porcentaje de recuperación:

$$R_A = \frac{C_A(C_2)}{F(C_1)} \quad [\text{Concentrado "A"}] \quad (4.5.24)$$

$$R_B = \frac{C_B(Z_3)}{F(Z_1)} \quad [\text{Concentrado "B"}] \quad (4.5.25)$$

Razón de concentración:

$$K_A = \frac{F}{C_A} \quad [\text{Concentrado "A"}] \quad (4.5.26)$$

$$K_B = \frac{F}{C_B} \quad [\text{Concentrado "B"}] \quad (4.5.27)$$

Las toneladas del concentrado "A" está dado por:

$$C_A = F \left( \frac{(C_1 - C_4)(Z_3 - Z_4) - (Z_1 - Z_4)(C_3 - C_4)}{(C_2 - C_4)(Z_3 - Z_4) - (Z_2 - Z_4)(C_3 - C_4)} \right) \quad (4.5.28)$$

Las toneladas del concentrado "B" está dado por:

$$C_B = F \left( \frac{(C_2 - C_4)(Z_1 - Z_4) - (C_1 - C_4)(Z_2 - Z_4)}{(C_2 - C_4)(Z_3 - Z_4) - (Z_2 - Z_4)(C_3 - C_4)} \right) \quad (4.5.29)$$

El balance para tres concentrados está dado por:

**Tabla 4.5-3**

Contabilidad metalúrgica de un proceso de concentración de tres productos.

	Toneladas	% Metal "C"	% Metal "Z"	% Metal "W"
Cabeza	F	$C_1$	$Z_1$	$W_1$
Concentrado "A"	$C_A$	$C_2$	$Z_2$	$W_2$
Concentrado "B"	$C_B$	$C_3$	$Z_3$	$W_3$
Concentrado "C"	$C_C$	$C_4$	$Z_4$	$W_4$
Colas	T	$C_5$	$Z_5$	$W_5$

Las toneladas del concentrado "A" está dado por:

$$C_A = \frac{(C_3 - C_1)[(Z_4 - Z_3)(W_5 - W_4) - (W_4 - W_3)(Z_5 - Z_4)] - (C_4 - C_3)[(Z_3 - Z_1)(W_5 - W_4) - (W_3 - W_1)(Z_5 - Z_4)] + (C_5 - C_4)[(Z_3 - Z_1)(W_4 - W_3) - (W_3 - W_1)(Z_4 - Z_3)]}{(C_3 - C_2)[(Z_4 - Z_3)(W_5 - W_4) - (W_4 - W_3)(Z_5 - Z_4)] - (C_4 - C_3)[(Z_3 - Z_2)(W_5 - W_4) - (W_3 - W_2)(Z_5 - Z_4)] + (C_5 - C_4)[(Z_3 - Z_2)(W_4 - W_3) - (W_3 - W_2)(Z_4 - Z_3)]} \quad (4.5.30)$$



Las toneladas del concentrado “B” está dado por:

$$C_B = \frac{(C_2 - C_1)[(Z_4 - Z_2)(W_5 - W_4) - (W_4 - W_2)(Z_5 - Z_4)] - (C_4 - C_2)[(Z_2 - Z_1)(W_5 - W_4) - (W_2 - W_1)(Z_5 - Z_4)] + (C_5 - C_4)[(Z_2 - Z_1)(W_4 - W_2) - (W_2 - W_1)(Z_4 - Z_2)]}{(C_2 - C_3)[(Z_4 - Z_2)(W_5 - W_4) - (W_4 - W_2)(Z_5 - Z_4)] - (C_4 - C_2)[(Z_2 - Z_3)(W_5 - W_4) - (W_2 - W_3)(Z_5 - Z_4)] + (C_5 - C_4)[(Z_2 - Z_3)(W_4 - W_2) - (W_2 - W_3)(Z_4 - Z_2)]} \quad (4.5.31)$$

Las toneladas del concentrado “C” está dado por:

$$C_C = \frac{(C_2 - C_1)[(Z_3 - Z_2)(W_5 - W_3) - (W_3 - W_2)(Z_5 - Z_3)] - (C_3 - C_2)[(Z_2 - Z_1)(W_5 - W_3) - (W_2 - W_1)(Z_5 - Z_3)] + (C_5 - C_3)[(Z_2 - Z_1)(W_3 - W_2) - (W_2 - W_1)(Z_3 - Z_2)]}{(C_2 - C_4)[(Z_3 - Z_2)(W_5 - W_3) - (W_3 - W_2)(Z_5 - Z_3)] - (C_3 - C_2)[(Z_2 - Z_4)(W_5 - W_3) - (W_2 - W_4)(Z_5 - Z_3)] + (C_5 - C_3)[(Z_2 - Z_4)(W_3 - W_2) - (W_2 - W_4)(Z_3 - Z_2)]} \quad (4.5.32)$$

La razón de concentración y porcentaje de recuperación son homólogos a la regla de dos productos. Es decir, para el concentrado “C”.

$$R_C = \frac{C_C(W_4)}{F(W_1)} \quad K_A = \frac{F}{C_C} \quad (4.5.33)$$

Subba (2016) indica que la eficiencia de una operación de beneficio se evalúa mediante los valores de la ley del concentrado y la recuperación. La operación de beneficio se puede llevar a cabo de diferentes maneras para obtener diferente combinación del proceso de beneficio. Si tanto la ley del concentrado y la recuperación son altas en un caso en particular, la selección del proceso resulta sencillo. Pero si todos los procesos arrojan resultados una ley alta pero una recuperación baja, entonces la elección no sencilla.

Algunos intentos para combinar la recuperación y la ley del concentrado en un solo índices para presentar la eficiencia de la concentración, llevó al índice de eficiencia de concentración que se define como:

$$\text{Eficiencia del proceso} = R_v - R_G \quad (4.5.34)$$

Donde  $R_v$  es el porcentaje de recuperación de la mena y  $R_G$  es el porcentaje de recuperación de la ganga en el concentrado.

$$R_v = \frac{C_C}{F_f} (100) \quad (4.5.35)$$

El porcentaje de mineral valioso es igual a la recuperación del metal, suponiendo que el metal valioso está contenido en un solo mineral. El contenido de ganga del concentrado es:

$$\frac{m - c}{m} (100) \quad (4.5.36)$$

Donde "m" es la ley del mineral alimentado en el proceso de concentración. Entonces  $R_G$  este dado por:

$$R_G = \frac{C}{F} \left( \frac{m - c}{m - f} \right) \quad (100) \quad (4.5.37)$$

La eficiencia metalúrgica se define como el promedio aritmético de las recuperaciones del componente principal de cada producto, incluyendo las colas:

$$\text{Recuperación del material de interes en el concentrado: } R_v = \frac{Cc}{Ff}$$

$$\text{Material rechazado en las colas: } J_w = \frac{T(1 - t)}{F(1 - f)}$$

$$\text{Eficiencia metalúrgica: } \frac{R_v + J_w}{2}$$

Para resolver las ecuaciones de conservación de material, se requiere de una expresión disponible que expresa la conservación de masa de los sólidos para llevar a cabo el análisis de "n" flujos de productos se requiere la información de "n - 1" ensayos de los componentes de interés de las "n + 1" flujos del sistema. Por ejemplo, para el análisis de 2 productos se tienen dos flujos de concentrado y uno de colas es decir  $n = 2 + 1 = 3$  (flujos de productos), por lo tanto, los flujos del sistema son  $n = 3 + 1$  al contabilizar el flujo de alimentación. Para utilizar la fórmula de n - productos se requiere el ensaye de los dos ( $n = 2$ ) componentes de interés en los concentrados.

Wills y Finch (2016) señalan que la fórmula de "n" productos es simple, la complejidad de la fórmula aumenta con el número de productos, lo cual explica porque su uso se limita a  $n = 4$  que permite la formulación matricial del problema que se puede computarizar para su solución. En la fórmula de "n" productos, el ensaye de los componentes de interés regularmente presenta errores de medición que se propagan a través de los cálculos de los flujos del concentrado y las colas. Es importante estimar la varianza de los ensayos y flujos para confirma que los datos sean consistentes para minimizar errores de muestreo.

**Hojas de cálculo.** El uso de programas de hojas de cálculo permite calcular el balance de un diagrama de flujo completo planteando las ecuaciones de modelo en cada operación unitaria. Los modelos unitarios se interconectan por los flujos del proceso. La complejidad del problema aumenta con el número de operaciones unitarias y complejidad del proceso. Para diagramas de flujo con una complejidad moderada, el uso de programas de hojas de cálculo se utilizan para resolver balances que involucran cálculos repetitivos que resueltos manualmente puede llevar bastante tiempo.

La forma más sencilla de este procedimiento se conoce como sustitución sucesiva, que implica reemplazar los valores previos "supuestos" por los últimos valores calculados y volver a dar solución el circuito con cálculos repetitivos. El proceso se repite hasta que los valores calculados y supuestos coincidan por algunos decimales cuando esto sucede se dice que el modelo es "convergente". Los programas comerciales de hojas de cálculo se utilizan ampliamente para los balances metalúrgicos y es fundamente que los ingenieros los comprendan correctamente.

**Software metalúrgico.** Son programas informáticos dedicados a resolver balances utilizando modelos. Estos modelos son desarrollados por empresas e institutos que permiten la solución de circuitos complejos de trituración, molienda, clasificación y circuitos de concentración. Estos programas permiten el almacenamiento y la manipulación de modelos, datos y resultados en procesos metalúrgicos aplicando el análisis de los procesos para optimizar el rendimiento de la planta, algunos programas utilizados son JKSimMet ®, JKMultiBal ®, METSIM ® y MODSIM ®. Estos softwares permiten el desarrollo de diagramas de flujo para realizar balances de masa e incluso de energía para realizar la simulación de:

- Procesos de trituración y molienda
- Flotación de minerales
- Clasificación de tamaños (cribas e hidrociclones)
- Concentración gravimétrica
- Separación magnética
- Separación sólido – líquido
- Plantas de lavado de carbón.

Estos paquetes permiten al usuario configurar los circuitos y resolver problemas de gran complejidad que involucran diversas operaciones unitarias, incluyendo varios ciclos de recirculación. Estos programas permiten representar gráficamente un diagrama de flujo e ingresar los datos medidos para los flujos de alimentación y valores medidos. El software analiza los nodos del diagrama de flujo trazado para cada operación y reconstruye automáticamente el problema para que los cálculos procedan secuencialmente modelo por modelo en cada operación metalúrgica.

Mediante la simulación del proceso se obtiene la solución del balance de acuerdo a las condiciones de alimentación, variables de diseño, parámetros del modelo y ecuaciones o modelos seleccionados. La solución de la simulación se representa mediante tablas, gráficas y texto que muestra el resultado final de la simulación, en general este enfoque se emplea en circunstancias de diseño.

Para plantas existentes que buscan optimizar sus procesos, la aplicación de software es diferente. Los datos medidos en la planta deben tomarse en estado casi estacionario durante el funcionamiento de la planta para utilizarse en un proceso llamado ajuste de modelo para determinar el conjunto de parámetros del modelo con datos medidos de la planta.

Durante el ajuste del modelo, los parámetros del modelo no se consideran constante y se ajustan de la misma manera que los datos medidos en el balance de masa sin modelo. Los parámetros se ajustan utilizando un modelo de estimación para ponderar el error entre los valores pronosticados y medidos. El resultado de este proceso es un modelo que representa la planta real en las condiciones analizadas y permite predecir como funcionara la planta en nuevas condiciones de operación y nuevos valores de diseño, apoyando la toma de decisión ante la implementación de nuevos reactivos, procesos o equipos para evaluar diferentes escenarios.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. En una operación donde se concentra mineral de hierro, se analizó con un muestreador en línea la alimentación, concentrado y colas del proceso de beneficio, además se midió los caudales de cada flujo. Los resultados se muestran en la siguiente tabla.

	Flujos t/h	% Fe
Alimentación	1390	64.77
Concentrado	1112	68.08
Colas	278	51.53

Calcule la relación de concentración, razón de enriquecimiento, recuperación y eficiencia metalúrgica del proceso. Además, estime cuanto hierro se pierde en las colas del proceso de concentración.

**Solución: 1.25, 1.05, 80 %, 84 %, 55.8 %, 143.3 tph**

2. Una planta de beneficio en Zacatecas trata 200 tpd de mineral de plomo. El laboratorio realizó un análisis de la alimentación, concentrado y colas del proceso de concentración se determinó 4.4 % Pb, 55 % Pb y 0.05 % Pb. Calcule la cantidad de concentrado recuperado, porcentaje de recuperación y la pérdida de valores de cobre en las colas.

**Solución: 15.83 tpd, 98.94 %, 92.1 kg/h**

3. Se alimenta a una planta de beneficio un mineral de 5.5 % de plomo y se tratan 550 toneladas de mineral por día. El concentrado reporta 75.5 % de Pb y las colas del proceso 0.7 % Pb. Determine la relación de concentración, el tonelaje de concentrado de plomo que se produce y la recuperación.

**Solución: 15.58, 35.3 t, 88.1 %**

4. En el siguiente cuadro se muestran los datos necesarios para hacer el balance metalúrgico de un circuito típico de una flotación Pb – Zn. Realice el balance teniendo en cuenta de incluir las recuperaciones, contenidos y relaciones de concentración.

Producto	Toneladas métricas	Ensaye Químico	
		% Pb	% Zn
Cabeza	600	6.2	8.2
Concentrado Pb	-	71.8	6.4
Concentrado Zn	-	1.4	57.8
Colas	-	0.3	0.8

**Solución: Pb: 12.7 y Zn: 8.2**

5. Una planta concentradora se procesa casiterita, se alimentan 100 tph con una ley de 10 % Sn. Si el concentrado y las colas ensayan un 40 % y 1 % de Sn. Calcule la recuperación de estaño y la mena enviada a las colas en toneladas por hora.

**Solución: 92.31 %, 769 kg/h.**

6. Usando los siguientes datos elabore el balance metalúrgico del proceso de flotación Pb-Zn. Para el análisis del balance incluye los contenidos, recuperaciones y relaciones de concentración.

Producto	Toneladas métricas	Ensaye Químico		
		% Pb	% Zn	oz Ag / t
Cabeza	600	6.2	8.2	2.39
Concentrado Pb	-	71.8	6.4	22.2
Concentrado Zn	-	1.4	57.8	2.41
Colas	-	0.3	0.8	0.37

**Solución: Relaciones de concentración Pb: 12.7 y Zn: 8.2**

7. Los datos obtenidos de una planta de concentración de hematita son los siguientes:

	Toneladas	%Fe
Alimentación	144,000	54
Concentrado	96,000	61
Colas	48,000	40

Determinar la eficiencia de concentración.

**Solución: 59.35 %**

8. Se alimenta a una planta de flotación un mineral de 6.5 % de plomo y se tratan 300 toneladas por día. El concentrado que se obtiene contiene 72.5 % de plomo y la cola contiene 0.5 % de plomo. Determinar la relación de concentración, el tonelaje de concentrado de plomo que se produce y la recuperación.

**Solución: K =12.25, 24.8 t, 92.9 %**

9. En una planta concentradora se procesan 950 tpd de un mineral polimetálicos. Realice el balance metalúrgico teniendo en cuenta de incluir el contenido, recuperaciones y relaciones de concentración.

Producto	Ensaye Químico		
	% Pb	% Zn	oz Ag / t
Cabeza	4	1.8	12
Concentrado Pb	49	2	120
Concentrado Cu	4.1	29.2	20
Colas	0.3	0.2	0.6

**Solución: Relación de concentración Pb 13.8 y Cu: 19.7**

10. En una planta de procesamiento se tratan 100 tph de mineral de zinc que contienen 8.5 % de esfalerita y 91.5 % de ganga. La recuperación de esfalerita y ganga en el concentrado es del 92 % y del 2.5 % respectivamente. Calcular la recuperación, caudal del concentrado, ley de esfalerita y ganga en el concentrado y colas.

**Solución: 92 %, 10.1 tph, Concentrado 77.4 % Zn, Colas 0.76 %**

11. Usando los datos de la siguiente tabla para elaborar el balance metalúrgico del proceso de flotación Pb-Zn-Ag. Dentro del balance incluya los contenidos, recuperación y razón de concentración.

Producto	Toneladas	Ensayes		
		Au	Pb	Zn
Cabeza	600	2.39	6.2	8.2
Concentrado Pb	-	22.2	71.8	6.4
Concentrado Zn	-	2.41	1.4	57.8
Colas	-	0.37	0.3	0.8

**Solución: Pb 48.3 t, Zn 71.1 t y colas 478.6 t**

12. Una planta concentradora trata 720 tpd de un mineral de Pb- Ag que tiene una ley de cabeza de 4 % de Pb y 10 onzas de Ag/ tonelada. Si la calidad del concentrado es de 45 % Pb y 150 onzas de Ag por toneladas. ¿Cuál es la recuperación del Pb y Ag en el concentrado? Asumir que la razón de concentración es 30.

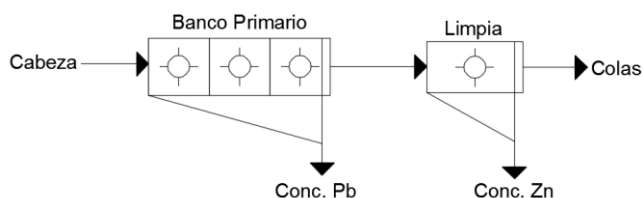
**Solución:  $R_{Pb}$ : 37.5 % y  $R_{Ag}$ : 50 %**

13. Una mena de cobre es tratado en una flotación bulk Cu – Zn se produce un concentrado de 28 % Cu y en las colas 0.1 % de Cu. Calcule la recuperación de Cu.

**Solución: 89.3 %**

14. Realizar el balance metalúrgico del circuito de flotación de la siguiente teniendo en cuenta que el tonelaje procesado es 1,000 toneladas por día. Usar el reporte de ensayos para calcular el peso de cada uno de los concentrados y calcule la ley de cabeza para la Ag.

Producto	Ensayes		
	Pb	Zn	Ag
Cabeza	5.9	9.9	-
Concentrado Pb	52	4	120
Concentrado Zn	2	60	10
Colas	0.6	0.7	2



**Solución:  $C_{Pb} = 99.0 t$  y  $C_{Zn} = 149.6$**

15. Resuelva el siguiente balance metalúrgico:

Producto	Toneladas	%Pb	%Zn
Alimentación	2200	6.7	9.8
Concentrado Pb	-	74.5	6.8
Concentrado de Zn	-	1.5	58.6
Colas	-	0.5	0.7

**Solución: Concentrado Pb 179.90 t, Concentrado Zn 326.81, Colas 1693.29 t**

16. El tratamiento de un mineral de Wolframio y Cobre se realiza con dos procesos consecutivos de recuperación que son una concentración gravimétrica para recuperar el Wolframio y flotación de las colas gravimétricas para recuperar el Cobre.

Hacer el balance metalúrgico del proceso teniendo en cuenta incluir los contenidos finos, recuperaciones y razones de concentración.

		Ensayes	
Producto	Toneladas	W	Cu
Cabeza	150	1.5	1.8
Conc. W	2.5	73.15	-
Conc. Cu	10.5	-	20.11
Colas	-	0.23	0.08

**Solución: Relación de concentración W = 60, Cu 14.2**

17. En un mineral con un 2 % de Cu se hicieron tres pruebas metalúrgicas con procesos alternativos de flotación, el resultado se muestra en la siguiente tabla:

No. de pruebas	Recuperación	Relación de concentración
1	80%	20
2	85%	22
3	90%	25

De acuerdo a los resultados de metalúrgicos.

¿Cuáles de las alternativas de flotación es más rentable? Si el precio del cobre es US\$1,000 / tonelada. El colector que se utilizó fue el AERO 404 que se preparó al 10 % w/v. Siendo la dosificación del colector de 300 ml/min, teniendo un consumo de 0.216 kg/t.

**Solución: AERO 404 43.2 kg por día, Dosificación, Cabezas 200 toneladas por día, Alternativa #3 con un valor el concentrado de US \$3,600**

18. En una planta de flotación se trata un mineral con un 15 % ZnS, se alimentan 1,200 tph al circuito de flotación que consta de una etapa primaria y una de limpia. La cola de la etapa de limpia tiene un 20 % ZnS que se recircula a las celdas primarias. La carga circulante es de 0.25. El muestreador en línea indica que el concentrado presenta 89 % de ZnS y una recuperación del 98 %.

Calcule el caudal y leyes en cada uno de las etapas de flotación.

**Solución: colas de la limpia 300 tph, concentrado de la celda primaria 498.2 tph, colas de la celda primaria 1001.8 tph, ley de las colas 0.335 % Zn**

19. Una mena de cobre – zinc es concentrada mediante una flotación bulk, se tratan 100 tpd de mineral cuyo análisis arroja una ley de cobre de 2.7 % y 19.3 % de zinc. El proceso de flotación produjo un concentrado de cobre de 25.3 % de Cu y 5.1 % de Zn y el concentrado de zinc 52.7 % de Zn y 1.2 % de Cu. Las colas de la flotación arrojan un análisis de 0.15 % Cu y 0.95 % Zn. Determine el tonelaje del concentrado de Cu y Zn que se producen por día.

**Solución: Concentrado Cu 86.9 toneladas y concentrado Zn 347.6 toneladas**

20. En una planta de flotación de una mena de plomo con una ley de 4 % se trata en dos bancos de celdas en serie a una velocidad de 30 tph en ambos casos. En el primer banco se obtiene un concentrado de alta ley que reporta un 44 % de Pb y en el otro banco se tiene una baja ley reportando un 7 % de Pb. Las colas del banco de alta ley presentan 0.6 % de Pb que se tratan en el segundo banco de celdas y las colas de los bancos de baja ley reportan 0.2% de Pb. Calcule:

- a) Pesos de cada concentrado.
- b) Recuperación de plomo en cada caso.

**Solución: concentrado de alta ley 2.35 tph, concentrado de la celda de baja ley 1.15 tph, recuperación 95.8 %**

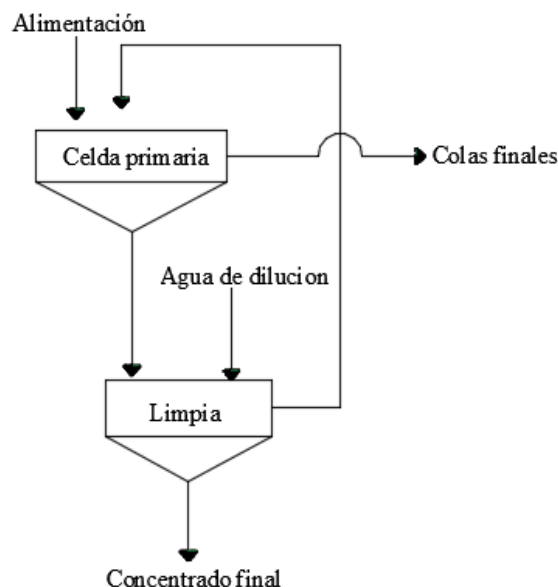
21. Una mena de cobre – zinc es concentrada mediante una flotación bulk, se tratan 1,000 tpd de mineral cuyo análisis arroja una ley de Cu de 2.7 % y 19.3 % de Zn. El proceso de flotación produjo un concentrado de cobre de 25.3 % de Cu y 5.1 % de Zn y el concentrado de zinc 52.7 % de Zn y 1.2 % de Cu. Las colas de la flotación arrojan un análisis de 0.15 % Cu y 0.95 % Zn. Determine el tonelaje del concentrado de Cu y Zn que se producen por día, además de las colas del proceso.

**Solución: Concentrado Cobre 86.9 t, concentrado de Zinc 347.6 t y colas 565.5 t**

22. Una planta de concentración trata 15,000 tpd que se alimenta a un circuito de flotación. El mineral alimentado contiene 1.15 % de Cu, el concentrado 32.7 % Cu y las colas 0.18 % Cu. Calcule el tonelaje de concentrado, colas y recuperación.

**Solución: Concentrado 447.41 t, colas 14,552.59 t, R = 84.8 %**

23. Se utiliza un circuito de flotación de cobre para concentrar 100 tph. El mineral contiene calcopirita como mena y ganga silíceas. Los pesos específicos de la calcopirita y la ganga son 4.2 y 2.6 respectivamente, el % Cu en la calcopirita es 34.6 %. El circuito se muestra en el siguiente diagrama:





Los ensayos de Cu en cada uno de los flujos se muestran en la siguiente tabla:

	<b>% Sólidos</b>	<b>%Cu</b>
Alimentación	33.3	0.5
Concentrado celdas primaria	50	13.89
Concentrado final	40	25
Colas de las celdas de limpia	8.62	5
Colas finales	31.1	0.1

Con los datos anteriores, realice un balance de metalúrgico y calcule:

- Recuperación de cobre en el circuito, el banco de limpia y en el banco agotativo.
- Toneladas por hora de agua de dilución agregadas a la limpia
- Total de sólidos, pulpa y densidades específicas de todos los flujos.
- Ilustre el balance del circuito.

**Solución:** a) 80 %, 80 % y 83.3 %; b) 20 toneladas por hora, Caudal de la alimentación 300.3 tph, caudal de las colas finales 316.3 tph, caudal concentrado de la celda primaria 7.2 tph, caudal del concentrado final 4 toneladas, caudal de las colas de la limpia 23.3 tph

24. Una planta concentradora trata un mineral de cobre con una ley de 1.86 % de Cu y opera para producir 186 toneladas de concentrado con una relación de concentración de 10.753. En las colas del proceso de concentración se encontró una pérdida de 0.15 %. Calcule cuantas toneladas de mineral son alimentadas al proceso de concentración, la ley del concentrado y el tonelaje de las colas).

**Solución:** Alimentación 2000 toneladas, colas 1814 toneladas, ley del concentrado 18.54 %

25. Un mineral con una ley de 9 % de Zn es concentrado mediante flotación obteniendo un concentrado con una ley de 41 % y una ley de las colas de 1 % de Zn. De acuerdo a los datos de la operación se procesan 100 tph. ¿Cuál es la cantidad de zinc que se pierde por turno y cuanto se recupera?

Considere una operación de 2 turnos de 12 horas.

**Solución:** Zinc perdido 9.6 toneladas y zinc recuperado 98.4 toneladas

26. Una planta concentradora de Pb y Zn trata 150 tpd de mineral con una ley de 8 % Pb y 12 % de Zn. Se produce un concentrado de plomo con una ley de 75 % Pb y 4 % Zn, el concentrado de zinc reporta una ley 0.4 % Pb y 0.8 % de Zn. Cuantas toneladas de concentrados de Pb y Zn se producen por día.

**Solución:** concentrado de Pb 15.04 t y concentrado Zn 30.11 t

27. Un mineral de cobre y zinc contiene 7.7 % de Cu y 11.9 % de Zn se trata para producir un concentrado de cobre con 50 % de Cu y 5 % de Zn, por otro lado, el concentrado de zinc reporta un 10 % de Cu y 50 % de Zn y en las colas 1 % de Cu y 2 % de Zn. Calcule la recuperación de cobre y zinc en ambos concentrados y su relación de concentración.

**Solución:** 64.94 %, 84.03 %, 10, 5

28. La alimentación a una planta de flotación contiene 14 % de Pb y un 10 % de Zn. El porcentaje de recuperación de Pb en el concentrado de plomo es de 85% y el porcentaje de recuperación de Zn en el concentrado de zinc es del 85 %. Si se tratan 10,000 tpd de mineral para producir 1,500 toneladas de concentrado de plomo y 7,000 toneladas de colas que contienen 1 % de Pb y 1.5 % de Zn. ¿Cuál es el porcentaje de plomo y zinc en cada uno de los concentrados?

**Solución: Concentrado de plomo: 79.33 % Pb, 3.0 % Zn y concentrado de zinc: 9.34 % Pb, 56.67 % Zn**

29. Una planta concentradora trata un mineral de cobre con una ley de 1.86 % Cu para producir un concentrado con una ley de 18.54 % Cu con un rendimiento de 9.3 %. El análisis de las colas reporta un 0.15 % de Cu. Determine la eficiencia de la concentración para 100 toneladas de mineral en la alimentación, considerando que el mineral de cobre es calcopirita.

**Solución: 88.1 %**

30. En una planta concentradora de mineral de hierro, el fino de mineral de hierro se alimenta a un hidrociclón a una razón 719 toneladas secas por hora después de la etapa de molienda. La alimentación del hidrociclón contiene 40 % de sólidos en peso. El flujo inferior del hidrociclón se descarga a una velocidad de 469 toneladas secas por hora y se encuentra que contiene 50 % de sólidos en peso. Esta pulpa de la descarga se diluye a un 24 % de sólidos y se trata en un concentrador en espiral doble que produce un concentrado con un 60 % de sólidos a una velocidad de 347 toneladas secas por hora. El desbordamiento del hidrociclón y las colas del concentrador gravimétrico se eliminan después de recuperar el agua en un tanque espesador, se encuentra que la pulpa espesada contiene 30 % de sólidos.

Represente el diagrama de flujo y determine si el agua recuperada será suficiente para diluir el desbordamiento del hidrociclón. Si los ensayos de la alimentación del hidrociclón, descarga del hidrociclón y el concentrado en el espiral son de 64.77 %, 65.97 % y 67.30 % de Fe respectivamente.

Calcule la pérdida de hierro en la pulpa espesada, calcule los caudales de pulpa y sólidos en todos los flujos e ilustre el balance completo del circuito.

**Solución: Concentrado sólidos 347 tph con una ley de 67.30 % Fe, colas un tonelaje de sólidos de 372 tph y reporta de 62.41 % Fe**

31. En una planta concentradora se tratan 300 tpd de un mineral de plomo con una ley de 6.0 % para producir un concentrado con una ley del 70 % de plomo y las colas reportan un 0.5 % plomo.

Calcule la eficiencia de la concentración si el plomo está totalmente contenido en la galena.

**Solución: 90.7 %**

32. Una mena de zinc que contiene esfalerita y sílice se beneficia por flotación. El circuito de flotación consta de un banco de celdas primarias, agotativa y limpias. El mineral se alimenta a las celdas primarias a través de un tanque acondicionador a una razón de 1,500 tpd. El concentrado de los agotativos y las colas de las celdas primarias se recircula a los bancos primarios.

El concentrado de las limpias es el concentrado final y las colas de los agotativos son las colas finales. En las siguientes tablas se muestra la composición de los flujos y la proporción agua: sólidos y el tiempo de residencia en cada banco.

	% Peso	
	ZnS	SiO <sub>2</sub>
Alimentación	4	96
Concentrado celdas primarias	40	60
Colas de las celdas primarias	1	99
Concentrado agotativos	50	50
Colas de los agotativos	0.3	99.7
Concentrado de las limpias	98	2
Colas de las limpias.	20	80

Relación agua:sólido		Tiempo de contacto
Celdas primarias	1:3	450 s
Agotativos	1:5	700 s
Limpias	1:7	600 s
Acondicionador	1:3	450 s

Las densidades específicas de la esfalerita y la sílice son de 4.0 y 2.65 respectivamente.

- Ilustre el circuito de flotación
- Determine los caudales de todas las corrientes
- El rendimiento del circuito en metros cúbicos por día.
- Utilizando celdas de flotación de 2.5 m<sup>3</sup> de capacidad, calcule el número de celdas de flotación en cada banco (primario, agotativos, limpias).
- Calcule la capacidad del tanque acondicionador.

**Solución:** Volumen de total  $5678.17 \frac{m^3}{día}$ , 12 celdas primarias, 26 celdas agotativas, 5 celdas de limpia, volumen del tanque acondicionador  $26.34 m^3$ .

33. En un laboratorio metalúrgico se hicieron tres pruebas de flotación para determinar el mejor tratamiento de un sulfuro que contiene 3 % de Pb y 2 % de Cu. Los resultados son los siguientes:

Prueba		Ensayes Químicos		Tiempo
		% Pb	% Cu	Minutos
Prueba 1.	Concentrado Pb	60	2	3
	Concentrado Cu	3	28	
	Colas	0.2	0.2	
Prueba 2.	Concentrado Pb	40	2.1	4
	Concentrado Cu	3.5	25	
	Colas	0.12	0.15	
Prueba 3.	Concentrado Pb	50	2	3.5
	Concentrado Cu	3	26	
	Colas	0.14	0.16	

En cada prueba se usó 1 kg de minera, 1 gota de espumante y 1 ml. de colector AERO 404 preparado al 10 % w/v. Para deprimir la calcopirita se usan 2 ml de NaCN al 10 % w/v. La dilución de la pulpa fue 2:1 y la gravedad específica de mineral es de 3.2.

El factor de escala es de 3 y se piensa tratar 500 toneladas cortas de sólidos por día. Se pide al ingeniero calcular:

- La dosificación de los reactivos en ml/min.
- El tiempo de retención bajo el cual se llevará la flotación.
- El número de celdas Denver "Sub A" N° 18 que se necesitan para la planta de flotación (Utilizando las tablas de datos sobre densidades de pulpa de Denver).
- Ingresos por la producción diaria si el precio de Pb es \$0.20 Dlls/lb y Cu \$0.65 Dlls/ lb.

**Solución: AERO 404: 315 ml/min, NaCN 630 ml/min, Espumante 15 ml/min, tratamiento 2, 24 Celdas, \$17,947 Dlls por día**

34. Una planta concentradora beneficia por flotación casiterita cuyos análisis químicos de la alimentación reporta un 1 % de estaño. Durante la etapa de desarrollo se realizaron diferentes pruebas de flotación otorgando los siguientes resultados:

- Concentrado de alta ley del 63 % con una recuperación del 62 %.
- Concentrado de mediana ley del 42 % con una recuperación del 72 %.
- Concentrado de baja ley del 21 % con una recuperación del 78 %.

¿Cuál de estas pruebas de flotación produce la mayor eficiencia de separación?

**Justifique su respuesta**

35. Resuelva el siguiente balance metalúrgico para un concentrado de Cu:

Producto	Peso [tpd]	Ley	Contenido	Recuperación
Cabezas	13,500	-	-	100
Concentrado	-	58%	-	60
Colas	-	9%	-	40

Obtenga la relación de concentración y los datos faltantes.

**Solución: Tonelaje del concentrado 2548.71 t, colas 10951.29 t, ley de la cabeza 18.25 %, K=5.29**

36. Una mena de hierro (hematita) contiene un 20 % de Fe. El mineral es beneficiado mediante diferentes métodos de concentración a escala laboratorio obteniendo concentrados con una ley de hierro entre 55 % y un 65 %. Las diferentes pruebas realizadas a escala laboratorio y sus resultados se indican a continuación:

a) Mediante un concentrador HMS, se obtuvo un concentrado con una ley de 55 % Fe con un rendimiento del 35 %.

b) Mediante flotación, se obtuvo un concentrado con una ley del 60 % con un rendimiento del 30 %.

c) Mediante tambores de baja intensidad, se obtuvo un concentrado con una ley del 65 % con un rendimiento del 25 %.

¿Cuál de los tres métodos debe elegirse para concentrar la mena de hierro?

**Justifique su respuesta**

37. Resuelva el siguiente balance metalúrgico para un concentrado de Pb:

Producto	Peso [tpd]	Ley	Contenido	Recuperación
Cabezas	32,000	-	-	100
Concentrado	-	68%	-	80
Colas	19,000	-	-	20

Obtenga la relación de concentración y los datos faltantes.

**Solución: Concentrado 13,000 t, ley de cabeza, 34.35 % Pb, ley de las colas 11.33 % Pb, K = 2.46**

38. En una operación se utiliza un circuito R-S-C con los datos operativos:

Datos de operación			
Flotación	Primaria	Agotativa	Limpias
Alimentación	7500 tpd	-	-
Tiempo de residencia	19 min	12 min	14 min
Densidad del mineral	3.2	3.2	3.2
Porcentaje de sólidos	24%	32%	12%
Relación de concentración	15	30	3
Densidad de pulpa	1.1	1.2	1.0

- a) Trace el diagrama del circuito
- b) Encuentra la estabilidad del circuito para estimar el tonelaje de cada banco de flotación.
- c) Determine el número de celdas con la expresión de Denver considerando que la pulpa aereadas tienen un volumen 20 % mayor que el volumen efectivo de las celdas. Para las celdas de flotación primarias emplea Celdas de Flotación Wemco 1+1 Modelo 144, en la flotación agotativa Celdas de flotación Denver D-R Modelo 400H y para la flotación de limpias Celdas de flotación Agitair Modelo 78 x 150. (Consulte el [Apéndice C](#))
- d) Calcule el consumo de xantato isopropilico de sodio en las celdas primarias si la concentración es de 5 % w/v y el consumo es de 200 mililitros por minuto.
- e) Calcule el consumo de Aerofroth AF -7 en las celdas primarias si la concentración es de 100 % y el consumo es de 0.45 kg/tonelada.

**Solución: Celdas primarias 29 celdas, celdas agotativas 15 celdas, celdas de limpia 11 celdas**

39. Una planta concentradora de cobre tiene los siguientes datos metalúrgicos:

Relación de concentración: 37.2: 1.0

Leyes de cabeza:

- Cu 0.968 %
- Au 0.01 oz/t
- Ag 0.10 oz/t

Ley del concentrado:

- Cu 31.5 %
- Au 0.25 oz/t
- Ag 2.65 oz/t

Ley de las colas:

- Cu 0.124 %
- Au 0.0034 oz/t
- Au 0.03 oz/t

Calcule la recuperación de cobre, oro y plata.

**Solución: Cu 87.5 %, Au 67.2 % y Ag 71.2 %**

## REFERENCIAS

- Richardson J. y Mular A. (1986). Metallurgical Balances. En Mular A. L. y Anderson M. A (Eds.). Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 607 - 617). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Richardson J. y Morrison R. (2003). Metallurgical Balances and Efficiency. En Fuerstenau C. y Han K. (Eds.). Principles of Mineral Processing (pp. 363 - 387). Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Wills B. y Finch J. (2016). Mineral Processing Technology (pp. 69 -77). 8a ed. Elsevier B.V.
- Subba D. (2016). Minerals and Coal Process Calculations (pp. 25 - 27, 237-255). CRC Press Taylor & Francis Group.

## 4.6 MODELADO Y SIMULACIÓN DE PROCESOS

Sbárbaro y Del Villar (2010) señalan que el objetivo de producción de una planta de procesamiento de minerales o metalúrgica es mantener las condiciones operativas de las operaciones unitarias en valores que optimiza el rendimiento de la planta. El rendimiento de la planta puede expresarse por factores técnicos, como el tonelaje procesado y calidad del material producido, por ejemplo; ley del concentrado o pureza del producto final. El rendimiento económico de la planta se relaciona directamente con el rendimiento de la planta mediante la compensación entre la productividad, calidad del producto y costos de producción. El desempeño se expresa como un índice económico que incluye todos estos aspectos. Cuando las condiciones operativas se desvían del rango óptimo de rendimiento, la planta experimenta pérdidas económicas.

La capacidad de una planta para permanecer dentro de un rango óptimo de rendimiento se relacionada con procesos de toma de decisiones, sistemas de supervisión de producción, sistemas de optimización en tiempo real y estrategias de control.

La manera de medir el rendimiento en una planta es mediante el control y análisis de las variables mediables del proceso como caudales de cada fase, composición química del material, temperatura, energía consumida etc. El análisis del rendimiento de la planta utiliza valores medidos y modelos de cada proceso. Los modelos son necesarios para hacer frente a problemas comunes del procesamiento de datos, toma de mediciones redundantes, entender y evaluar el proceso mediante su simulación.

Para estimar el estado de cada proceso y evaluar el rendimiento se emplean campañas de monitoreo y supervisión de cada proceso, además de la implementación de modelos para su simulación con el objetivo de lograr una optimización en tiempo real. El uso de datos erróneos conduce a simulaciones, decisiones, diseños y operaciones deficientes. Por lo tanto, el conocimiento previo del proceso conduce a la evaluación de los datos recopilados y evaluar el producto de la simulación. Los modelos matemáticos y la simulación son la forma más eficiente de encapsular el conocimiento del comportamiento de los procesos, además son la clave para el diseño y lograr una operación óptima.

### 4.6.1 MODELADO DE OPERACIONES METALÚRGICAS

Todos los equipos empleados en las operaciones metalúrgicas exhiben un comportamiento operativo complejo y la construcción de modelos cuantitativos para estas operaciones no son una tarea sencilla. En general la limitación principal es la poca comprensión de los principios básicos del proceso y la operación de los equipos que se abordaron en los capítulos anteriores. Los estudios y trabajos de diversos autores en el procesamiento de minerales permitieron el desarrollo de modelos útiles que permiten la simulación de un proceso acercándose al rendimiento de una planta real.

Los modelos de las operaciones unitarias o equipos son útiles para el diseño y desarrollo de plantas y procesos, evaluación, valoración del rendimiento de equipos y su simulación. Los modelos desarrollados son adecuados para cálculos computarizados, una gran variedad de softwares metalúrgicos para analizar datos cuantitativos emplea los modelos que se describen a continuación mediante la implementación de métodos iterativos.



El objetivo de un modelo es generar una relación entre las condiciones físicas detalladas dentro de un equipo y los parámetros establecidos para el proceso. Básicamente, cada modelo que representa un proceso tiene un conjunto asociado de variables:

- Variables controlables.
- Variables de salida.
- Variables de entrada.
- Variables externas.
- Variables internas (definen el comportamiento del modelo).

Un modelo consta de una serie de relaciones matemáticas entre estas variables. Las relaciones pueden establecerse mediante el conocimiento empírico o mediante la comprensión de los parámetros operativos del proceso y su balance metalúrgico. Estas relaciones matemáticas describen las características asociadas con un flujo de material que se transforman a lo largo del proceso. Si las relaciones matemáticas son independientes del tiempo, entonces los modelos son estáticos. Estos modelos son utilizados para determinar puntos operativos, perturbaciones y cambios de los parámetros operativos del proceso. Se han utilizados con éxito en el diseño de plantas y optimización operaciones existentes.

Otros modelos son dinámicos que consideran todas las variables dependientes del tiempo, permiten simular condiciones transitorias generadas por cambios en las variables de entrada y cambios en los parámetros de la planta. Estos modelos son útiles para el diseño y verificación de sistemas de control y optimización de procesos.

Los modelos de molinos de bolas, trituradoras y barras se desarrollaron en la década de 1970 basado en el trabajo de Whiten (1972) y Lynch (1977) seguidos en la década de 1980 con modelos de hidrociclones basados en el trabajo de Plitt, Lynch y Nageswararao. Los modelos de molinos autógenos se basaron en el trabajo de Leung y Nayaranan, y Whiten desarrollando técnicas del modelado y medición de la reducción de tamaño de las partículas. Los modelos de molinos autógenos y métodos de predicción de la potencia fueron desarrollados por JKTech. Un modelo para las unidades HPGR fue desarrollado por Daniel y Morrell que se introdujo en el año 2000. Estos modelos son utilizados en los programas de simulación además de los modelos matriciales y dinámicos que se abordan en los siguientes capítulos. Es fundamental para una correcta simulación tener en cuenta los componentes del sistema, conocer los parámetros y características del modelo que se utilizaran para la simulación (Schwarz y Richardson, 2013).

Todos los modelos propuestos para las operaciones unitarias son estructurados para permitir calcular las características de cada una de las corrientes a partir del conocimiento de las características de la alimentación. King (2012) señalan que los modelos de las operaciones unitarias pueden clasificarse en dos categorías.

**Unidades de transformación.** Estos modelos transforman la distribución de tamaño y las características de la alimentación en un producto que contiene un material fino y liberado, el comportamiento de este conjunto se denota de forma matricial como:

$$W_p = T \cdot W_f \quad (4.6.1)$$

Donde:

$W$ : Vector flujo másico de un grupo de partículas en una corriente (producto y alimentación).

*T*: Matriz de transformación que selecciona el tamaño de partículas que se tritura o muele, y define las distribuciones del producto transformando la alimentación.

La matriz de transformación o ruptura puede ser constante, los elementos de la matriz pueden ser funciones que definen el producto.

**Unidades de separación.** Se enfoca en las operaciones unitarias cuyo objetivo es separar partículas minerales en función de algunas características físicas. Esta característica buscada en las partículas para su separación se expresa en una notación matricial en términos de tres matrices de recuperación, una para cada flujo concentrado (*EC*), colas (*ET*) y medios (*EM*).

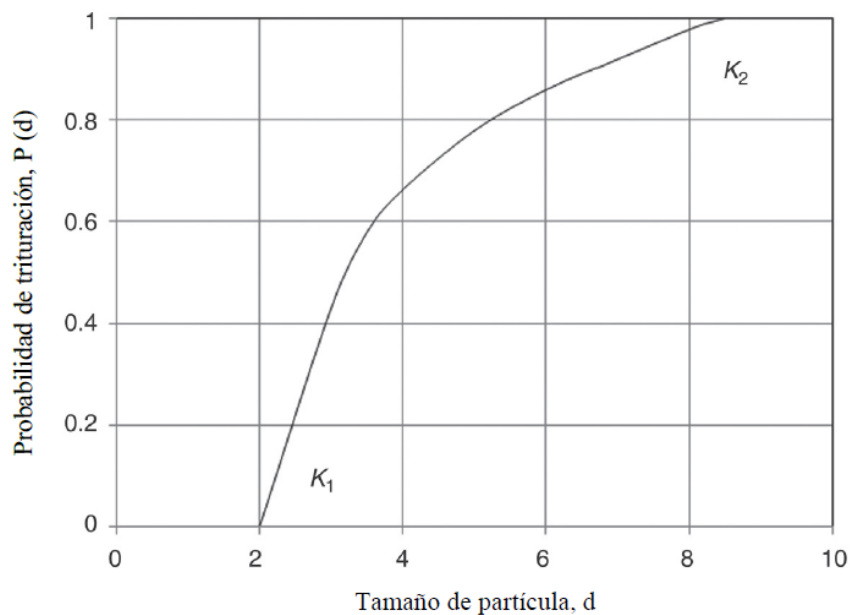
$$W_{[C,T,M]} = E_{[C,T,M]}W_f \quad (4.6.2)$$

El diagrama de un circuito consta de diferentes operaciones unitarias interconectadas que se puede sintetizar como un diagrama de bloques o nodos, el producto de una unidad alimenta a otra. En el balance de masas para estimar cada corriente de cada unidad se debe encontrar la convergencia de cada variable operativa medible, el cálculo se vuelve cíclico hasta el sistema converja.

El cálculo inicia haciendo suposiciones con respecto a la naturaleza de cada corriente, el producto se calcula comparando la suposición original e iniciales por iteración buscando un sistema convergente. Con el objetivo de obtener resultados precisos y que el sistema converja de manera rápida, los programas de simulación y balances metalúrgicos emplean algoritmos que emplean métodos numéricos de aproximación siendo el predominante el método de Newton – Raphson.

#### 4.6.2 MODELO DE TRITURACIÓN DE WHITEN

Whiten (1972) propone que las partículas de un mineral o roca dentro de la trituradora pueden someterse a más de un ciclo de trituración o pasar a través del proceso del equipo de trituración sin someterse a la reducción de tamaño. Este enfoque es útil para analizar la operación de las trituradora cuando se modifica alguna variable, realizando una prueba se alimenta el mineral y se realiza un análisis granulométrico del producto con el objetivo de identificar si el tamaño del producto es el deseado caracterizando la población de partículas calculando las probabilidad del tamaño de partícula que entra a compresión provocando su fragmentación y cuales partículas pasan por la cámara de trituración sin sufrir ningún cambio, ver Figura 4.6-1.



**Figura 4.6-1** Tamaño de partículas contra probabilidad de trituración. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

El modelo señala, si un determinado tamaño de partícula “*d*” en la curva de distribución granulométrica del mineral es menor que  $K_1$  pasará sin ser triturado, siendo más pequeño que la abertura de descarga. Pero todos los tamaños de partículas mayores que  $K_2$  serán reducidos a un tamaño más pequeño. La probabilidad de que una partícula pueda ser triturada o no, se escribe como:

$$P(d) = 0 \text{ para } d < K_1$$

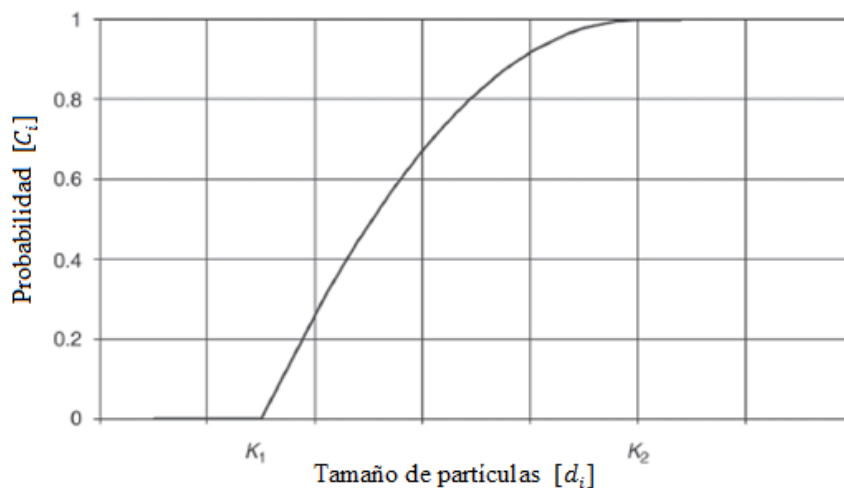
$$P(d) = 1 \text{ para } d > K_2$$

$$P(d) = 1 - \left( \frac{K_2 - d}{K_2 - K_1} \right)^2; K_1 < d < K_2 \quad (4.6.3)$$

Los valores de  $K_1$  y  $K_2$  son funciones de las características de operación de la trituradora pero también depende del rendimiento, tamaño de alimentación y características de los revestimientos.

La fragmentación de las partículas ocurre de dos formas; la primera se relaciona con la fragmentación de las partículas gruesas que son atrapadas entre los revestimientos de la cámara de trituración que son trituradas de forma heterogénea. Estas partículas pueden o no ser nuevamente trituradas; la segunda forma ocurre entre los puntos de contacto de las partículas con los revestimientos de la trituradora y las propias partículas.

En ambos casos las partículas saldrán de la cámara de trituración solo cuando son menores a la abertura de descarga. En la práctica la alimentación consiste en una combinación de partículas presentes en varias fracciones de tamaño. Para completar, la curva de probabilidad de reducción de tamaño para diferentes tamaños de partículas como se muestra en la Figura 4.6-2. Para tamaños de partículas que oscilan entre 0 -  $K_1$ , la probabilidad de ruptura es cero porque las partículas son demasiado pequeñas, se supone que los tamaños entre  $K_1 - K_2$  se reducen de tamaño según una curva parabólica y los tamaños superiores a  $K_2$  siempre entrarán a reducción (Gupta y Yan, 2016).



**Figura 4.6-2** Probabilidad de reducción de tamaño. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Gupta y Yan (2016) mencionan que la función de clasificación  $C_i$ , representa la probabilidad de que una partícula de un tamaño en específico en la etapa de trituración se puede expresar como:

$$C_i = 0 \text{ para } d_i < K_1$$

$$C_i = 1 - \left[ \frac{d_i - K_2}{K_1 - K_2} \right]^2 \text{ para } K_1 < d_i < K_2$$

$$C_i = 1 \text{ para } d_i > K_2$$

Cuando se conocen los tamaños del tamiz superior e inferior para el  $i$ -ésimo intervalo de tamaño,  $C_i$  puede obtenerse con la expresión:

$$C_i = \int_{d_i}^{d_{i+1}} \frac{C_i}{d_{i+1} - d_i} dd \quad (4.6.4)$$

Donde  $d_i$  y  $d_{i+1}$  son los tamaños del tamiz superior e inferior para la fracción de un tamaño  $i$ . Para trituradoras de quijada, giratorias y de cono,  $K_1$  es el valor del OSS y  $K_2$  es el tamaño por encima del cual se reducen de tamaño todas las partículas.

#### 4.6.3 MODELOS MATRICIALES Y DINÁMICOS

Gupta y Yan (2016) mencionan que los procesos de trituración y molienda han sido estudiados ampliamente, las correlaciones estadísticas de las variables operativas se han utilizado para desarrollar modelos que describen la integración de operaciones unitarias. Con la comprensión de los procesos de reducción de tamaño y la aplicación de las leyes básicas de la física se desarrollan modelos matemáticos para describir cada operación.

El enfoque básico de un modelo de trituración y molienda es reconocer que el proceso recibe el mineral y al impartir energía física se interrumpe las fuerzas de unión entre las partículas que constituyen el mineral hasta llegar a la reducción de tamaño a valores aceptables para el proceso. La probabilidad de que una partícula sea reducida de tamaño dependerá de la distribución granulométrica del material y variables operativas del equipo.

La reducción de tamaño es un proceso repetitivo, se continúa hasta que todas las partículas con un tamaño específico sean reducidas a un tamaño aceptable. El diseño de equipos utilizado para la operación y el tiempo de residencia del material controlan el tamaño final del producto. El análisis del tamaño en tamices indica la porción de tamaño existente entre dos tamaños de tamiz, por lo general se utilizan la Serie Estándar de Tyler.

Cuando se modela un sistema de trituración y molienda, la idea central es obtener una relación matemática que involucre la alimentación y tamaño del producto de acuerdo a las variables operativas del equipo seleccionado. Para lograrlo es importante tomar en cuenta todas las variables que intervienen en la operación, incluido las características de los equipos. El proceso de reducción de tamaño se representa por dos procesos: (1) Se selecciona una partícula para su reducción tamaños y (2) la partícula triturada o molida produce una distribución determinada de fragmentos de diferentes tamaños.

La distribución de tamaños producidos a partir de un solo paso de reducción se conoce como una función de ruptura o reducción de tamaño. Esta función denota la distribución relativa de cada fracción de tamaño después de la trituración o molienda. Generalmente la función de ruptura es independiente del tamaño inicial en forma matricial se escribe como una matriz triangular inferior.

La probabilidad que una partícula de tamaño " $x$ " sea reducida de tamaño será mayor que otra a medida que pasa por la cámara de trituración o molienda. De esta manera la acción de reducción de tamaño es selectiva en la operación; la proporción resultante de partículas quebradas o molidas de un cierto intervalo de tamaño se conoce como función de selección o probabilidad de ruptura.

**Función de ruptura.** La función de describe matemáticamente como:

$$B(d_i) = 1 - \left[1 - \left(\frac{d_i}{d_j}\right)\right]^{n_1} \left[1 - \left(\frac{d_i}{d_j}\right)\right]^{n_2} \left[1 - \left(\frac{d_i}{d_j}\right)\right]^{n_3} \quad (4.6.5)$$

Donde:

$d_j$ : Tamaño original de la partícula.

$d_i$ : Tamaño del fragmento que proviene de la trituración o molienda.

$n_1 - n_3$ : Constantes que dependen de la forma de partículas y densidad de las partículas

$B(d_i)$ : Porción de masa acumula más fina que  $d_i$  donde  $d_j > d_i > 0$ .

Gupta y Yan (2016) señalan que otra expresión utilizada es la de Broadbent y Callcott, donde  $d_j$  es el tamaño de las partículas original que se somete a reducción de tamaño y  $B(d_i)$  la fracción de partícula de menor tamaño que  $d_i$ , entonces la distribución de tamaño de los productos de la ruptura está dada por la matriz ruptura, la expresión propuesta es:

$$B(d_i) = \frac{1 - e^{-\frac{d_i}{d_j}}}{1 - e^{-1}} = 1.58 \left( 1 - e^{-\frac{d_i}{d_j}} \right) \quad (4.6.6)$$

B es una matriz de N x N donde los elementos de B denotan la proporción de material que ocurre en ese rango de tamaño de partícula después de la operación de trituración o molienda. Por lo tanto, B se escribe como una matriz triangular:

$$\begin{bmatrix} B_1 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ B_2 & B_1 & 0 & \dots & 0 \\ B_3 & B_2 & B_1 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & 0 \\ B_N & B_{N-1} & B_{N-2} & \dots & B_1 \end{bmatrix}$$

Un método alternativo para determinar la función de reducción fue propuesto por Napier – Munn. Este es un método donde la distribución de tamaño relativo después del proceso de reducción de tamaño se traza contra el porcentaje acumulado que pasa por un tamiz "i" y se determina a partir del índice  $T_{10}$ . Esta relación se expresa como:

$$T_N = 1 - (1 - T_{10})^{\left(\frac{10-1}{N-1}\right)^\alpha} \quad (4.6.7)$$

Donde:

$\alpha$ : Constante del material.

Otro método simple para determinar los valores de B es la molienda por lotes donde se toma una muestra de mineral de una fracción de tamaño, se muele durante un tiempo específico y determinar su distribución de tamaño mediante un análisis granulométrico. Luego el material se devuelve al molino y el ciclo se repita durante diferentes períodos de tiempo. Después de cada intervalo de tiempo, se toman muestras del molino y se determina su distribución. Se aplica una corrección del tamaño de partículas generadas por la molienda con el método *BII*.

En el método *BII* la nueva partícula generada de la fragmentación del mineral se compensa asumiendo que el producto es una función de velocidad de ruptura y función de distribución,  $S_j B_{ij}$  es constante. La función de distribución es:

$$B_{i,1} = \frac{\log\left(\frac{1 - P_i(0)}{1 - P_i(t)}\right)}{\log\left(\frac{1 - P_2(0)}{1 - P_2(t)}\right)} \quad (4.6.8)$$

Donde:

$P_i(0)$ : Fracción de masa acumulada menor que el tamaño  $d_i$  en el tiempo 0.

$P_i(t)$ : Fracción de masa acumulada menor que el tamaño  $d_i$  en el tiempo  $t$

$B_{i,1}$ : Fracción de masa acumulada de partículas que pasa el tamaño superior del intervalo "i" de la ruptura de partículas de tamaño 1.

**Función de selección.** Cuando una muestra de mineral o roca se alimenta a un sistema de trituración y molienda, contiene partículas en diferentes granulometrías. Durante la reducción de tamaño, la probabilidad de fragmentar los gruesos dentro una porción de tamaño es alta en comparación partículas finas. Esto indica que una cierta porción de partículas dentro de cada intervalo de tamaño se reduce preferentemente en función de su tamaño.

La función selectiva menciona que la proporción de partículas dentro de cada rango de tamaño que se fractura está representada por  $S$ , por lo tanto  $S_1, S_2, S_3, \dots, S_N$  es la fracción de material en cada fracción de tamaño que se selecciona para su trituración o molienda respecto a las demás partículas que pasan sin ser reducidas de tamaño. La función de selección representa la proporción de partículas que tienen la probabilidad de someterse a fuerzas para su reducción de tamaño. La técnica adoptada para desarrollar un modelo es establecer un balance de masa y un balance de energía del sistema. El balance de material de un sistema de trituración y molienda se puede expresar como:

$$\text{Alimentación} + \text{Reducción de tamaño} = \text{Producto}$$

El balance energético como:

$$\text{Energía de entrada} = \text{Energía utilizada para fragmentación} + \text{Energía perdida}$$

La energía perdida hace referencia a la energía que se transforma el calor y energía sonora que generalmente es mínima y por lo tanto se desprecia del balance.

**Modelo matricial.** Gupta y Yan (2016) mencionan que la relación entre la función de selección  $S$  y el análisis de la alimentación usando un modelo matricial estático representa las distribuciones de tamaño del alimento y del producto como " $N$ " rangos de tamaño. La matriz se desarrolla asumiendo que  $S_i$  es la proporción de partículas dentro de un determinado número de tamiz " $i$ ", que se trituraran o muelen durante el proceso y los otros son demasiado pequeñas. Al representar la distribución del tamaño de la alimentación por la matriz " $F$ ", la fracción que se reduce de tamaño selectivamente sería  $[S \cdot F]$ . Entonces, si  $F_1, F_2, F_3, \dots, F_N$  son las masas de material en cada fracción de tamaño  $S_1, S_2, S_3, \dots, S_N$  son la proporción de partículas que tiene la probabilidad de fragmentarse en los tamaños correspondientes, el proceso de reducción de tamaño se puede escribir por la matriz:

Tamaño	Alimentación	•	Función de selección	=	Partículas trituradas	
1 2 3 4 ⋮ N	$\begin{bmatrix} F_1 \\ F_2 \\ F_3 \\ F_4 \\ \vdots \\ F_N \end{bmatrix}$		$\begin{bmatrix} S_1 & 0 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & S_2 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & 0 & S_3 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & 0 & 0 & S_4 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \cdots & S_N \end{bmatrix}$		$\begin{bmatrix} F_1 S_1 \\ F_2 S_2 \\ F_3 S_3 \\ F_4 S_4 \\ \vdots \\ F_N S_N \end{bmatrix}$	(4.6.9)

De esta forma la masa del producto de la reducción de tamaño es:

$$\text{Masa del producto} = S \cdot F \quad (4.6.10)$$

La masa de las partículas que no son trituradas será:

$$I - S \cdot F \quad (4.6.11)$$

Donde  $I$  representa la matriz identidad.

El producto total de la reducción de tamaño será la suma de las partículas y las no trituradas. Las partículas fracturadas tendrán una distribución "B", la función de reducción de tamaño. Esta función es para todas las partículas que son trituradas o molidas. Por lo tanto, los fragmentos del producto se pueden representar mediante  $[B \cdot S \cdot F]$ . Toda la operación de reducción de tamaño es una suma de las partículas fracturadas y no fracturadas, que se puede expresar mediante la expresión general:

$$P = B \cdot S \cdot F + (I - S) \cdot F \quad (4.6.12)$$

Donde:

P: Vector para la distribución de tamaño del producto (masa).

I: Matriz diagonal unitaria.

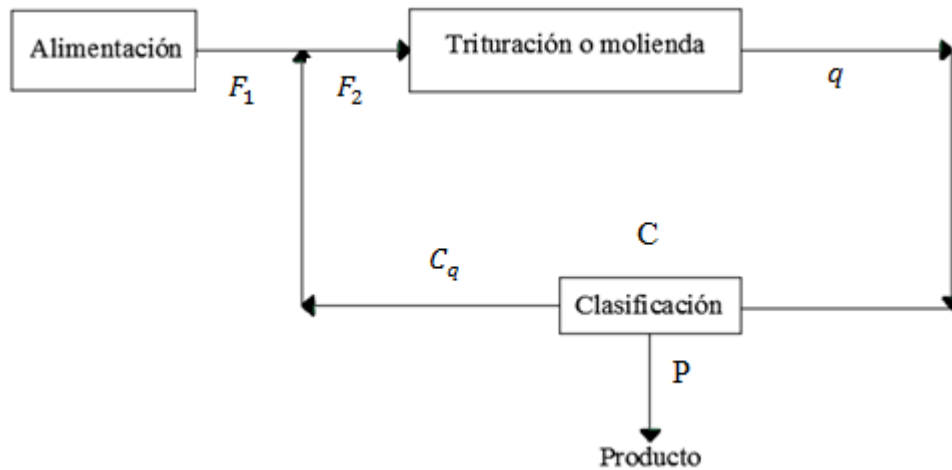
F: Distribución del tamaño de la alimentación (masa).

B: Función de reducción de tamaño en matriz.

Esta ecuación es la relación matemática entre la alimentación, reducción de tamaño y producto, y es utilizada como base de modelos matemáticos que describen los procesos de reducción de tamaño.

En las operaciones de trituración y molienda, el producto está sujeto a una clasificación, donde el material grueso se combina con la alimentación para conformar una nueva alimentación para la siguiente etapa del proceso. Ante esta nueva condición las características y composición de la alimentación cambian al igual que los valores de B y S, ver Figura 4.6-3.





**Figura 4.6-3** Esquema de bloques de la operación de trituración y clasificación. Adaptado de Gupta y Yan (2016).

Con esta condición la alimentación está dada por:

$$F_2 = F_1 + C_q \quad (4.6.13)$$

Donde  $F_2$  es la distribución de tamaños de la alimentación más el material grueso del clasificador. El producto final está dado por:

$$P = (I - C) \cdot q \quad (4.6.14)$$

Por lo tanto, la reducción de tamaño está dada por:

$$q = (B \cdot S + I - S) \cdot F_2 \quad (4.6.15)$$

Con esta condición de una operación de trituración y molienda con una clasificación, el modelo matricial está dado por:

$$P = (I - C) \cdot (B \cdot S + I - S) \cdot [I - C \cdot (B \cdot S + I - S)]^{-1} \cdot F_1 \quad (4.6.16)$$

Donde:

$C$ : Función de clasificación escrita como una matriz diagonal, que representa la probabilidad de que una partícula de tamaño " $d_i$ " entrando al proceso de trituración.

Este modelo es una relación cuantitativa entre la distribución del tamaño en la alimentación y la distribución del tamaño del producto en los sistemas de reducción de tamaño.

**Modelo dinámico.** El modelo matricial considera la reducción de tamaño, especialmente en el proceso de molienda como una serie de pasos de un ciclo. El modelo dinámico considera la reducción de tamaño como un proceso continuo.

Para el caso de molienda, se encontró que en el caso de molienda por lotes, la razón de reducción de tamaño de las partículas obedecía a una ley de primer orden. La constante de velocidad de la fracturación de las partículas está en función del tamaño de partícula. La suposición básica es que toda la carga se mezcló y por lo tanto es uniforme durante el proceso.

Cuando el mineral se carga a un sistema de reducción de tamaño, contiene partículas de diversas granulometrías. Durante la trituración y molienda de las partículas, se tiene una probabilidad de procesar las partículas gruesas que las partículas pequeñas, llegando a una ruptura del mineral selectiva de acuerdo al rango de tamaños. La proporción de partículas dentro que se garantiza su reducción de tamaño se representa por  $S$ . Por lo tanto  $S_1, S_2, S_3, \dots, S_N$  es la fracción del material en cada porción de tamaño que se selecciona para su reducción de tamaño pasando por un proceso de clasificación que se conoce como la función de selección que se puede expresar como una matriz diagonal donde cada elemento de la matriz representa la proporción de partículas que tienen la probabilidad de fracturarse y reducir su tamaño (Gupta y Yan, 2016).

En un proceso de molienda por lotes, si la carga de masa total en el molino se designa como " $M$ " la fracción de masa de tamaño " $i$ " en la carga del molino que se expresa como " $m_i$ " y la velocidad de ruptura (masa de partículas con un tamaño " $i$ " fragmentado por unidad de tiempo por unidad de masa del tamaño " $i$ " presente en el molino) es  $S_i$ , para un proceso de reducción de tamaño:

$$-\frac{d[m_i(t)M]}{dt} = -S_i m_i(t)M \quad (4.6.17)$$

Donde:

$S_i$  : Constante de proporcionalidad.

$m_i(t)$ : Fracción de masa de tamaño " $i$ " después de un tiempo de molienda " $t$ ".

La cinética del proceso de ruptura se puede describir como:

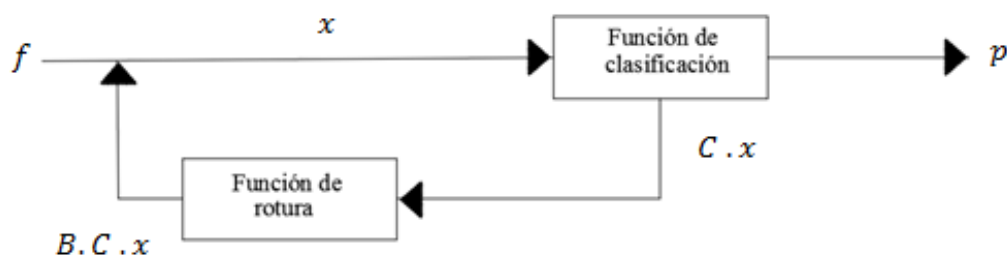
1. La velocidad de eliminación de partículas del rango de tamaños " $j$ " por la ruptura a cualquier rango de tamaños más pequeños " $i$ ".
2. La velocidad de la creación de partículas con un tamaño " $i$ " por la ruptura de partículas de tamaño " $j$ ".
3. La velocidad de la eliminación de las partículas de tamaño " $i$ " por ruptura a un tamaño más pequeño.

Se puede escribir como:

- Velocidad de eliminación del tamaño " $j$ " =  $S_j m_j(t)M$
- Velocidad de creación del tamaño " $i$ " =  $b_{i,j} S_j m_j(t)M$
- Velocidad de eliminación del tamaño " $i$ " =  $S_i m_i(t)M$

### 4.6.3.1 MODELO DE TRITURACIÓN

El proceso de trituración puede considerarse como un diagrama de flujo que describe un ciclo simple y repetitivo de eventos. El alimento ingresa a una trituradora que se clasifica, el material fino pasa por alto la cámara de trituración y forma parte directa del producto. El material grueso es reducido de tamaño en la cámara de trituración. Después de la trituración, el proceso de clasificación se repite, los finos forman parte del producto y el material grueso es triturado cumpliendo el ciclo. Este diagrama de flujo se puede presentar en un circuito cerrado para el desarrollo de un modelo matemático como se muestra en la Figura 4.6-4 (Napier –Munn et al., 1999).



**Figura 4.6-4** Representación esquemática del modelo de trituración. Adaptado de Napier – Munn et al. (1999).

El modelo de la trituradora se considera como una notación matricial, cada flujo se describe como un vector del flujo de fracciones de partículas gruesas y finas. La clasificación se representa mediante una matriz donde los elementos diagonales corresponden a una función de clasificación. La función de ruptura está representada mediante una matriz triangular inferior. Considerando la trituración como un proceso escalonado se puede modelar en término de un equilibrio de masa en estado estacionario. La ecuación de balance de masa se puede escribir sobre cada nodo como:

$$x = f + BCx \quad (4.6.18)$$

$$x = p + Cx \quad (4.6.19)$$

Donde:

$x$ : Vector que representa la cantidad de cada fracción de tamaño que ingresa a la trituradora.

$f$ : Vector de distribución del tamaño de la alimentación.

$p$ : Vector de distribución del tamaño del producto.

$C$ : Función de clasificación, una matriz diagonal que describe la proporción de partículas en cada intervalo de tamaño seleccionado para ingresar a la cámara de trituración.

$B$ : Función de distribución de ruptura, una matriz triangular inferior que da la distribución relativa de cada fracción de tamaño después de la trituración.

El vector  $x$ ,  $f$  y  $p$  se pueden considerar como el flujo másico del material en cada intervalo de tamaño. La combinación de estas ecuaciones de los nodos resulta en el modelo de trituración:

$$P = (I - C) \cdot (I - B \cdot C)^{-1} \cdot F \quad (4.6.20)$$

Donde:

P: Vector para la distribución del tamaño del producto.

I: Matriz diagonal unitaria.

C: Función de clasificación.

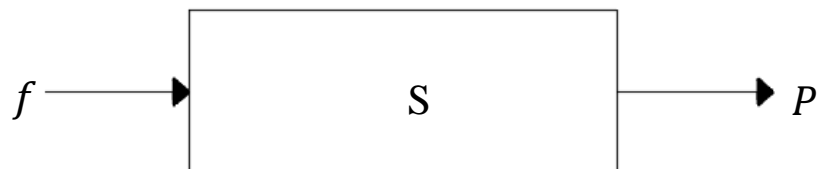
F: Distribución del tamaño en la alimentación.

La clasificación o selección de partículas para la trituración en un equipo depende del tamaño de las partículas y la probabilidad de que las partículas de diferentes tamaños se han trituradas, esta probabilidad aumenta en las partículas gruesas y el OSS del equipo de trituración.

#### 4.6.3.2 MODELO DE UN MOLINO DE BOLAS

Napier –Munn et al. (1999) indican que en las operaciones metalúrgicas, los molinos de bolas operan continuamente y el proceso se repite hasta que se alcanza el tamaño de liberación requerido del mineral. Sea una operación discontinua o continua, el modelo del molino se ha desarrollado bajo el supuesto de que los contenidos están perfectamente mezclados y el molino puede ser representado por un material perfectamente mezclado.

Consideremos a un molino de bolas como un tanque perfectamente agitado. Entonces podemos describir el proceso en términos de transporte por el molino y reducción de tamaño dentro del molino, ver Figura 4.6-5.



**Figura 4.6-5** Representación esquemática del modelo de molienda. Adaptado de Napier – Munn et al. (1999).

Donde  $f$ ,  $s$  y  $p$  son los vectores de distribución de tamaño (alimentación, fracción de un tamaño determinado y producto) en unidades de toneladas y toneladas por hora. Como el molino está perfectamente mezclado, la velocidad de descarga " $d_i$ " para cada fracción de tamaño se define completamente por el producto:

$$P_i = d_i s_i \quad (4.6.21)$$

De esta forma, si conocemos el contenido del molino (cada fracción de tamaño) y la velocidad de descarga para cada fracción de tamaño podemos multiplicar los dos vectores para obtener un vector del producto en toneladas por hora. Si el molino se encuentra en estado estacionario, entonces por un balance de masa:

$$\text{Alimentación} + \text{material que grueso molido} = \text{material seleccionado} + \text{descarga}$$

Esta relación debe ser igual a cero, para un tamaño "i":

$$f_i - r_i s_i + \sum_{j=1}^i a_{ij} r_j s_j - d_i s_i = 0 \quad (4.6.22)$$

Donde  $a_{ij}$  representa la disminución de tamaño "j" al tamaño "i" y  $r_i a_{ij}$  la velocidad de la molienda de las partículas de esa fracción de tamaño. Los parámetros que se evalúan son:

1. Velocidad de alimentación denotada por la matriz  $F$ .
2. Velocidad descarga después de su reducción de tamaño ( $R \cdot s$ ) donde  $R$  es una matriz diagonal que otorga la velocidad de molienda para cada componente del contenido del molino "s". La matriz de contenido del molino representa la masa del contenido del molino retenido en cada fracción de tamaño.
3. Velocidad de molienda, denotado por  $A \cdot R \cdot s$  donde  $A$  describe como las partículas son molidas de acuerdo al contenido del molino. Es una matriz semejante a la función de reducción de tamaño "B" para un proceso de molienda.
4. Velocidad de descarga, indicada por  $P = D \cdot s$ , donde  $D$  es una matriz triangular que otorga la razón de las fracciones que se descargan del molino. Para un molino perfectamente mezclado, el producto será el mismo que el contenido que se alimenta.

Estos factores se combinan para obtener la velocidad de cambio del contenido del molino:

$$\frac{\partial s}{\partial t} = A \cdot R \cdot s - R \cdot s + F - P = (A \cdot R - R - D) \cdot s + F \quad (4.6.23)$$

En estado estacionario, la velocidad del cambio del contenido del molino es igual a cero. Como  $P = D \cdot s$  es igual a  $s = D^{-1} \cdot P$  la ecuación de estado estacionario se puede escribir como:

$$P = D \cdot R^{-1} \cdot (D \cdot R^{-1} + I - A)^{-1} \cdot F \quad (4.6.24)$$

Este modelo de mezcla perfecta se ha utilizado con éxito para simular operaciones de molinos de bolas y barras.

#### 4.6.3.3 MODELO DINÁMICO DE MOLINO DE BARRAS Y BOLAS

Sbárbaro y Del Villar (2010) señalan que el modelo de los molinos de bolas y barras se basa en el balance de masa del material en cada intervalo de tamaño, siguiendo el principio del modelo de mezcla perfecta. Esta ecuación se puede escribir en forma vectorial como:

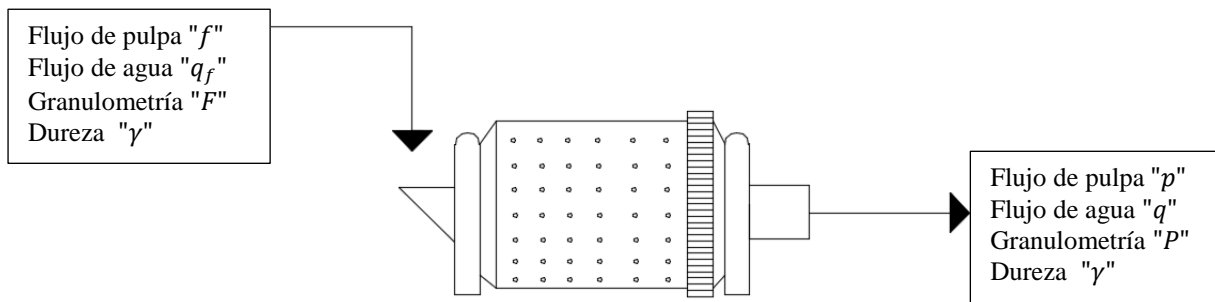
$$\frac{dm(t)}{dt} = f(t) - p(t) - \gamma(t)(\emptyset[S - BS]m(t) + (1 - \emptyset)[S - BS]m(0)) \quad (4.6.25)$$

Donde:

$f(t)$ : Fracción de masa de la carga del molino.

$p(t)$ : Fracción de masa del producto del molino.

$\emptyset$  y  $(1 - \emptyset)$ : Fracción de la cinética de primer orden y cero, si  $\emptyset = 1$ , el modelo representa un molino de bolas y si  $\emptyset < 0$  representa un molino de barras. En la Figura 4.6-6 se describe las principales variables de entrada y salida.



**Figura 4.6-6** Principales variables de un molino de bolas. Adaptado de Sbárbaro y Del Villar (2010).

La fracción de masa dentro del molino " $m$ " se puede expresar en función de la distribución de masa como:

$$m(t) = h\overline{m}(t) \quad (4.6.26)$$

Donde  $h$  es la capacidad del molino.

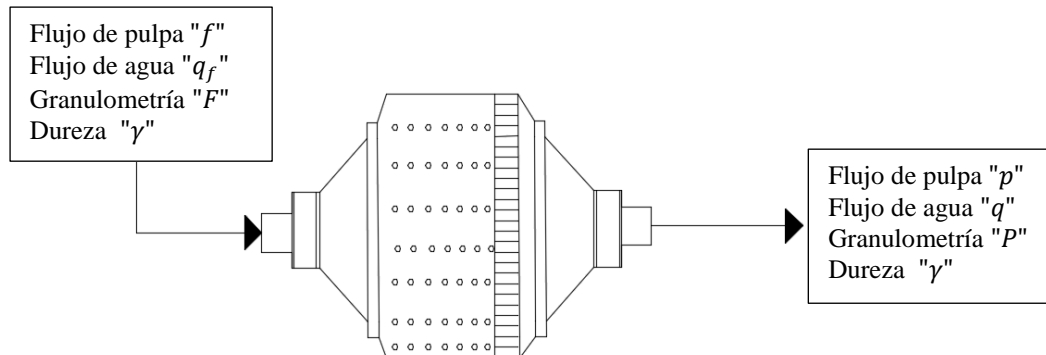
La masa total retenida en el molino se puede escribir como:

$$m = Vc \quad (4.6.27)$$

Donde  $V$  es el volumen de la pulpa en el molino,  $c$  es la concentración de sólidos; es decir la masa de sólidos por unidad de volumen de la pulpa.

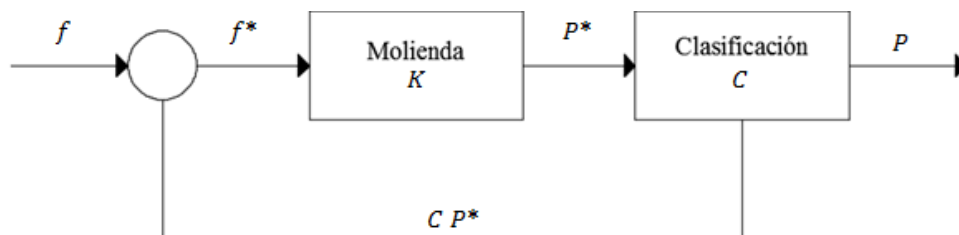
#### 4.6.3.4 MODELO DINÁMICO DE UN MOLINO SAG

Sbárbaro y Del Villar (2010) indican que las principales variables de entrada y salida se definen en la Figura 4.6-7.



**Figura 4.6-7** Principales variables de un molino SAG. Adaptado de Sbárbaro y Del Villar (2010).

Este modelo se basa en una ecuación de equilibrio dinámico para el contenido del molino de mineral y agua, así como varios submodelos de molienda, clasificación, transporte, consumo de energía, porcentaje de sólidos y fracción volumétrica de llenado. El proceso se modela dentro del molino mediante el diagrama de bloques que se muestra en la Figura 4.6-8.



**Figura 4.6-8** Esquema del modelo de un molino SAG. Adaptado de Sbárbaro y Del Villar (2010).

El primer bloque representa la molienda y el segundo bloque representa la clasificación del flujo de mineral de la cámara de molienda y considera el efecto de los elevadores y la pulpa. El balance de masa del contenido de mineral en la cámara de molienda se puede determinar mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{dm(t)}{dt} = f(t) + Cp^*(t) - p^*(t)' - \gamma(t)Dm(t) \quad (4.6.28)$$

Donde  $f$  es la alimentación de mineral fresco,  $C$  es la matriz de clasificación y  $D$  es una matriz triangular inferior definida como:

$$D = \frac{M_p}{H_m} R^{-1} K^E R \quad (4.6.29)$$

La variable  $H_m$  es el contenido de mineral en la cámara de molienda,  $M_p$  es el consumo de energía del molino, la matriz  $K_E$  es una matriz diagonal donde  $K_E^i$  es la velocidad de molienda específica de la producción de fino por debajo del rango de tamaño  $i$  y  $R$  matriz con un triángulo inferior unitario. El consumo de energía está dado por el modelo de Austin:

$$M_p = KD^{2.5}L(1 - AJ)f(\phi) \frac{H_m + W + W_b}{V_m} \quad (4.6.30)$$

Donde  $D$  y  $L$  son el diámetro y la longitud del molino SAG,  $V_m$  es el volumen interno del molino,  $J$  es la fracción volumétrica del molino ocupada por la capacidad total y  $Wb$  es la capacidad en masa de los medios de molienda. La función  $f(\phi)$  depende de la fracción de velocidad crítica  $\phi$ . Los parámetros  $k$  y  $A$  son parámetros experimentales.

### Ejemplo 4.6.1.

Calcular la función de ruptura a partir de un análisis granulométrico de un molino de laboratorio que muele un mineral de cobre durante 2 minutos. El análisis granulométrico de la prueba se muestra en la siguiente tabla:

**Tabla Ejemplo 4.6.1 - 1**  
Datos del análisis granulométrico.

Intervalo	Tamaño [ $\mu m$ ]	% retenido
-	2400	-
1	1200	72.3
2	600	16.5
3	300	8.5
4	150	1.5
5	75	0.3
6	-75	0.9

Método de Broadbent y Callcott.

La función de ruptura se describe como:

$$B(d_i) = \frac{1 - e^{-\frac{d_i}{d_j}}}{1 - e^{-1}}$$

$B(d_i)$  es la proporción de material de un tamaño inicial  $d_j$  que es menor  $d_i$  en el producto. El tamaño  $d_i$  se refiere al tamaño superior del intervalo. Es decir,  $d_2$  es el tamaño superior del intervalo - 1,200 +600 mm para este ejemplo. El tamaño inicial  $d_1$  ( $j = 1$ ) es el tamaño de partículas promedio real para fracción superior (-2,400 + 1,200 mm) y es la media geométrica de los dos tamaños:

$$d_1 = (2400 \times 1200)^{0.5} = 1697 \mu m$$

Para  $i = 1, d_i = d_j, B(d_1) = 1$

Para  $i = 2, d_i = 1200, \frac{d_2}{d_1} = \frac{1200}{1697} = 0.70713$



Por lo tanto:

$$B(d_2) = \frac{1 - e^{-\frac{1200}{1697}}}{1 - 0.36788} = 0.80197$$

De manera similar para los demás intervalos se tiene:

**Tabla Ejemplo 4.6.1 - 2**  
Función de ruptura

Intervalo	$d_i$	$B(d_i)$
1	1697	1
2	1200	0.80197
3	600	0.47133
4	300	0.25633
5	150	0.13383
6	75	0.06839

Como  $B(d_i)$  es la proporción menor que el tamaño  $d_i$ , la proporción dividida en el tamaño  $d_i$  se obtiene restando  $B(d_i)$  de  $B(d_i - 1)$ , es decir:

$$B(1,1) = 1 - 0.80197 = 0.1980$$

$$B(2,1) = 0.80197 - 0.47113 = 0.3308$$

$$B(3,1) = 0.47113 - 0.25633 = 0.2148$$

$$B(4,1) = 0.25633 - 0.13383 = 0.1225$$

$$B(5,1) = 0.13383 - 0.06839 = 0.0654$$

$B(6,1)$  el material dividido en el intervalo de tamaño 6 es menor de 75 mm. El resto es la distribución de tamaño que está dado por  $1 - \text{suma de } B(i, 1) = 0.0685$ .

**Tabla Ejemplo 4.6.1 - 3**  
Componentes de la matriz "B".

Intervalo	$d_i$	$B(d_i)$	$B(i,j)$
1	1697	1	0.198
2	1200	0.80197	0.3308
3	600	0.47133	0.2148
4	300	0.25633	0.1225
5	150	0.13383	0.0654
6	75	0.06839	0.0685

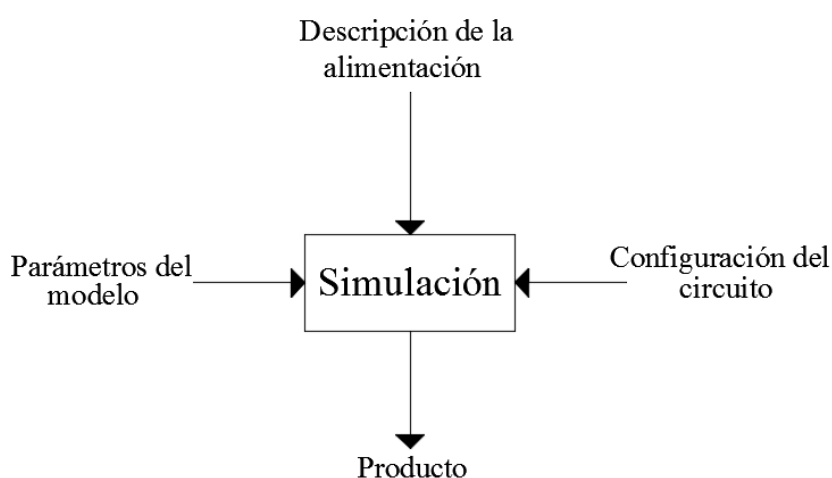
La matriz "B" se puede escribir de la siguiente forma:

$$\begin{bmatrix} 0.1980 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0.3308 & 0.1980 & 0 & 0 & 0 \\ 0.2148 & 0.3308 & 0.1980 & 0 & 0 \\ 0.1225 & 0.2148 & 0.3308 & 0.1980 & 0 \\ 0.0654 & 0.1225 & 0.2148 & 0.3308 & 0.1980 \end{bmatrix}$$

#### 4.6.4 SIMULACIÓN DE PROCESOS

En el procesamiento de minerales y metalurgia extractiva, el modelado de procesos se puede resumir como el análisis numérico de los datos del proceso, generando la información necesaria para el diseño de equipos en el proceso y cálculos de los costos de capital y operativos para una o más configuraciones de operaciones unitarias para el procesamiento del mineral (King, 2012).

El modelado de procesos es una herramienta para analizar y optimizar un proceso existente o conceptual y evaluar mejoras. La simulación se puede describir como una experiencia artificial del proceso para evaluar diferentes escenarios a un bajo costo y con un bajo riesgo. La simulación emplea la configuración de un circuito, parámetros del modelo y descripción de la alimentación para otorgar producto (ver Figura 4.6-9).



**Figura 4.6-9** Esquema de bloques de un proceso de simulación. Adaptado de Napier – Munn et al. (1999).

La simulación parte de la construcción de un modelo matemático para reproducir las características de un fenómeno, sistema o proceso mediante el manejo de sistemas de cómputo y programas comerciales que emplean los modelos empíricos y modelos desarrollados para un proceso en específico permitiendo el desarrollo de ecuaciones algebraicas acompañadas de métodos de números, análisis estadísticos y análisis de redes, en conjunto con ecuaciones basadas en leyes fundamentales de la física y química (Nikkhan et al., 2019).

La cantidad de datos que se analizan en las plantas de procesamiento de minerales abrió la demanda paquetes comerciales que permiten la programación por parte de usuarios para realizar estos cálculos complejos de simulación y balances metalúrgicos. Para cálculos simples se han empleado hojas de cálculo y sistemas de cómputo numérico como MATLAB®, Moly – Cop Tools® y Mathcad®. Para tareas de simulación complejos destinados para el procesamiento de minerales se emplean paquetes como JKSimMet®, JKSimFloat®, JKMultiBal®, METSIM®, MODSIM®, IGS® y HSC SIM®.

Nikkhan et al. (2019) señalan que, en el área de procesamiento de minerales, se tiene dos estados de simulación principales de interés: estado estacionario y dinámico. Históricamente, la simulación en estado estacionario ha sido el área de aplicación más común, el desarrollo de computadoras con una mayor potencia ha permitido la simulación dinámica.

## **Simulación en estado estacionario.**

Nikkhan et al. (2019) mencionan que la simulación en estado estacionario produce una representación de la planta u operación metalúrgica en una condición que es poco probable que se presente en la planta a escala, en esta condición la suma de las entradas es igual a la suma de las salidas. A pesar de esto es una simulación útil y representa la forma de simulación más utilizada en la industria. Con la elección de un modelo apropiado o el establecimiento de las ecuaciones de balance metalúrgico, la simulación encuentra aplicación en los siguientes campos:

### 1. Evaluación detallada de los equipos para el diseño del circuito:

- Correcta selección de equipos de trituración, además de su respuesta a diferentes configuraciones y alimentaciones.
- Selección de la abertura de una criba que garantiza una correcta operación.
- Dimensionamiento del molino de acuerdo a las características de la carga establecida.
- Selección de la geometría de un hidrociclón que garantice una clasificación correcta.
- Respuesta de los equipos de trituración y molienda ante cambios en la alimentación.

### 2. Evaluación del balance en un proceso de diseño:

- Desarrollo y análisis de diversos escenarios hipotéticos para definir los equipos.
- Evaluación del rendimiento para un diagrama de flujo establecido.
- Evaluación del efecto de diversos tipos de alimentación en un circuito establecido.

### 3. Evaluación de las operaciones unitarias para la implementación de equipos alternativos o nuevas tecnologías:

- Aplicación de cribas de alta frecuencia.
- Aplicación de un concentrado Knelson en la descarga de un hidrociclón.
- Aplicación de una operación de pre-concentrado o flotación flash.
- Aplicabilidad de un HPGR en una etapa de pre molienda.
- Aplicabilidad de un procesamiento húmedo contra uno seco.
- Eficiencia de diferentes circuitos de concentración.

### 4. Evaluación de la operación de un circuito alternativo:

- Cambios en la capacidad de los equipos.
- Variación de los puntos de corte y su efecto en los equipos aguas abajo.
- Ordenación de equipos y sistemas de transporte.
- Cambios en la velocidad de alimentación.

### 5. Evaluaciones de posibles modificaciones en el circuito propuesto:

- Efecto de un aumento en la capacidad de la molienda sobre el circuito de flotación.
- Efecto de la implementación de nuevos equipos para la recuperación de agua.
- Evaluaciones de modificaciones para un aumento en la capacidad de la planta.

#### 6. Optimización de un circuito establecido.

- Selección de puntos de corte de cribas e hidrociclones.
- Cambios en las configuraciones de los equipos de trituración y molienda.
- Cambios para la recuperación de un mineral valioso no presupuestado.
- Modificaciones en el circuito de concentración ante cambios en la mineralogía.

#### 7. Evaluación de diferentes circuitos para garantizar el rendimiento deseado, comparación de circuitos alternativos o con plantas similares en otros proyectos.

#### 8. Evaluación de proyectos a largo plazo:

- Estimación del rendimiento de la planta a largo plazo respecto a plan de explotación.
- Evaluación de modificaciones del diseño de la planta durante la vida de la mina.
- Evaluación del rendimiento de la trituración ante cambios en la operación.

#### 9. Planificación de mina y programación de producción:

- Efecto de la planeación de planta en función del plan de explotación, características del método de explotación, sistemas de transporte y operaciones de trituración en interior mina.
- Optimización del cronograma de producción, retrasos en la alimentación a planta o cambios en el stockpile.
- Estudios de rentabilidad de acuerdo a la capacidad instalada y las características del mineral
- Estimación del producto de la planta.
- Programación de la alimentación a planta.
- Cronograma del embarque

#### 10. Estimación de parámetros operativos de la planta:

- Potencia requerida.
- Granulometría del producto en las operaciones de trituración y molienda.
- Calidad del concentrado.
- Capacidad de las instalaciones de almacenamiento.
- Velocidad de las bandas transportadoras y potencia de las bombas.
- Gasto volumétrico de agua en la operación.

### **Simulaciones dinámicas.**

La simulación dinámica tiene como objetivo crear un sistema que replique el comportamiento dinámico de una operación unitaria o un proceso en general. Se pueden utilizar modelos similares a los aplicados en las simulaciones de estado estacionario donde el tiempo de residencia tiene un efecto sobre el rendimiento del proceso.

En las simulaciones en estado estacionario se ignora la transferencia de material entre los procesos unitarios (a través de bombas, bandas transportadoras, tuberías) para acercarse a un proceso real, los procesos dinámicos los consideran. Algunos ejemplos de la implementación de la simulación dinámica son:

1. Modelado del flujo de material para el diseño y análisis de:

- Sistemas de transporte.
- Instalaciones de almacenamiento.
- Alimentadores.

2. Evaluaciones estrategias para:

- Cronograma de alimentación.
- Capacidad y carga viva en las instalaciones de almacenamiento.
- Elecciones del sistema de transporte y red de tuberías.

3. Modelado de circuitos para el control de la carga en molinos, carga circulante y bombeo de la pulpa.

4. Modelado del circuito para la familiarización de operadores con la planta, por ejemplo, puesta en marcha de equipos, operaciones seguras y consecuencias de malas operaciones.

#### 4.6.4.1 CASOS DE ESTUDIO: JKSimMet ®

Es un programa de estado estacionario que permite al usuario realizar balances de masa, modelar ajustes del circuito y simular circuitos. Morrison y Richardson (2002) señalan que este programa permitiendo el diseño y optimizar cualquier circuito de trituración o molienda, incluidas etapas de clasificación, este programa permite:

- Dibujo de diagrama de flujo.
- Ingresar datos medidos de la planta.
- Análisis de datos.
- Ajustes de modelo.
- Simulación del circuito.
- Graficar e imprimir informes.

La simulación se realiza en un estado en equilibrio, el programa cuenta con modelos para:

- Trituradoras de cono secundarias y terciarias
- Trituradoras de quijada
- Trituradoras giratorias
- Trituradoras de rodillos
- Molinos AG –SAG
- Unidades HPGR
- Cribas vibratorias
- Cribas DMS
- Clasificación en hidrociclones
- Clasificadores mecánicos
- Incluyendo instalaciones de almacenamiento, manejo y transporte.

Las tareas que realiza el programa tienen una naturaleza iterativa de los procesos de simulación, para su aplicación no se requiere que el usuario conozca algún lenguaje informático. Dentro de programa se ingresan los datos y el programa resuelve los problemas de manera análoga con las bases del procesamiento de minerales. Las tareas que se deben realizar para la simulación de un circuito son:

1. Construcción de un diagrama de flujo de la planta de procesamiento.
2. Asignación de características de cada unidad del proceso y flujo de material en cada módulo.
3. Simulación del circuito de acuerdo a los datos alimentados.
4. Revisión de los resultados.

Para el módulo de dibujo, el programa cuenta con diferentes iconos de cada equipo para describir el proceso, el usuario debe seleccionar la operación que desea simular colocando en el orden deseado y conectarlos para trazar el diagrama del circuito. Para cada equipo es importante seleccionar la geometría o dimensiones de los equipos, además de las características de la alimentación en cada flujo como las toneladas, porcentaje de sólidos, caudales, densidad de la pulpa, gasto volumétrico, granulometría de la alimentación etc. Para los módulos dibujados se debe seleccionar el modelo bajo el cual se realizará la simulación (Nikkhan y Anderson, Andritz Automation).

Schwarz y Richardson (2013) señalan que el modelo de trituración y molienda que emplea JKSimMet ® divide el rendimiento de la operación de reducción de tamaño de acuerdo a los parámetros del equipo, como la función de selección de acuerdo a las características del mineral y la función de ruptura. Para resolver un equilibrio de estado estacionario alrededor de cada tamaño de partículas que se encuentra en las corrientes de alimentación, carga y producto de trituración o molienda, como se muestra en la siguiente expresión:

$$f_i - r_i \cdot s_i + \sum_{j=1}^i a_{ij} r_j s_j - d_i s_i = 0 \quad (4.6.31)$$

En los modelos de operaciones de clasificación y cribado, se emplea el concepto de curva de eficiencia que define el rendimiento de la separación por tamaños. El modelo empleado para el hidrociclón por parte de JKSimMet ® se basa en el concepto de agregar ecuaciones que correlaciona su rendimiento, capacidad y geometría del hidrociclón.

**Ejemplo de Simulación con JKSimMet ®:** Optimización de un circuito SAG (Schwarz y Richardson, 2013).

Una operación de cobre de gran tonelaje opera con un solo molino SAG de 38 ft y 19.4 MW seguido de dos molinos de bolas de 25 f. y 11.1 MW. El molino SAG operaba en circuito SAG cerrado con una criba. Se construyó un modelo basado en el circuito existente y se adjuntó el modelo con los datos del estudio con el programa JKSimMet ®. El modelo resultante represento las condiciones del circuito de molienda en el momento del estudio, el diagrama se muestra en la Figura 4.6-11.

La simulación se realizó en un período en el que el molino era alimentado con un mineral duro, durante este periodo la alimentación tenía un  $F_{80} = 119$  mm. El rendimiento del circuito era de 2321 tph. El molino SAG y molinos de bolas consumían significativamente menor energía que la capacidad instalada del motor (Figura 4.6-11).

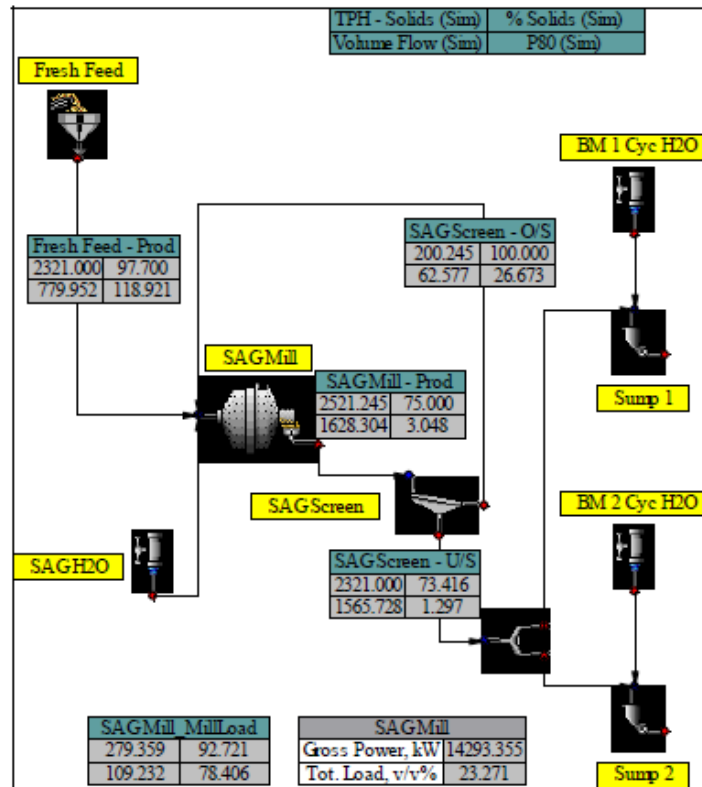


Figura 4.6-10 Modelo del circuito SAG empleando JKSimMet ®. Tomado de Schwarz y Richardson (2013).

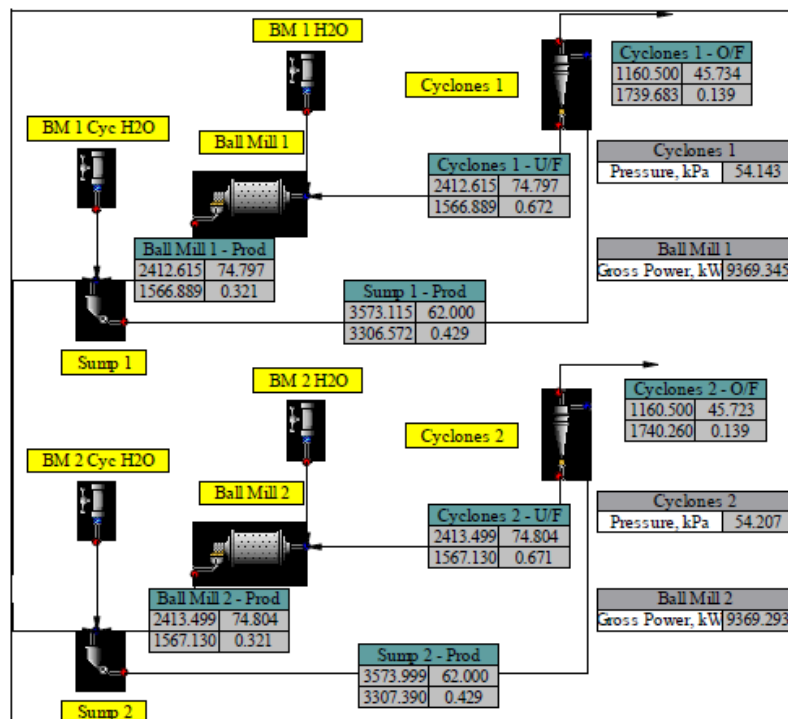


Figura 4.6-11 Modelo del circuito SAB empleando JKSimMet ®. Tomado de Schwarz y Richardson (2013).

Los ingenieros encargados de la operación plantearon determinar si se agrega una trituradora de guijarro al circuito del molino SAB aumentaría el rendimiento del circuito del molienda. Al mismo tiempo, el objetivo era obtener un  $P_{80}$  a 139 micrometros.

Mediante la simulación con JKSimMet ® demostró que se obtendría un rendimiento alto significativo al instalar una trituradora de guijarros con un ajuste CSS de 13 mm. Al mismo tiempo, las aberturas del trommel de la descarga tuvieron que ser modificada de 38 mm a 63.5 mm para eliminar el tamaño crítico de la carga del SAG. El material triturado se recircula a la alimentación con un tamaño de 14.55 mm. Como se observa en el diagrama de flujo el rendimiento del SAG aumento un 16 % a 2692.5 tph (Figura 4.6-12).

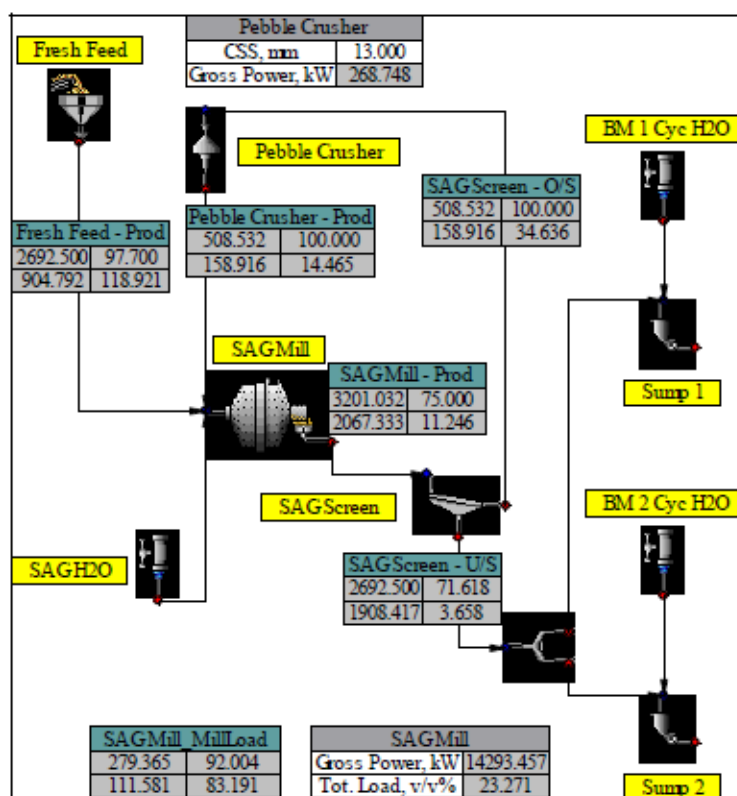


Figura 4.6-12 Modelo del circuito SABC empleando JKSimMet ®. Tomado de Schwarz y Richardson (2013).

Sin embargo, el rendimiento adicional hizo que el circuito del molino de bolas otorgara un producto grueso pasando de  $139 \mu m$  a  $154 \mu m$ . Se observó que los molinos de bolas estaban consumiendo una potencia por debajo de la instalada (84 %) con una carga de bolas del 27 %. Además, el tamaño de superior de las bolas era de 76.2 mm que era demasiado para la molienda, la gravedad específica del mineral, índice de trabajo y tamaño del mineral de acuerdo con la ecuación de Bond para el tamaño de bola.

También se señaló que era necesario un hidrociclón adicional en cada circuito de molienda, aumentando el número de hidrociclones en el banco de 9 a 10 ciclones operativos por molino de bola, con el objetivo de mantener la presión del hidrociclón – bomba por debajo de 60 kPa. La combinación con un tamaño de más 63.5 mm y el aumento de la carga del molino a 31.5 % v/v y un ajuste en el porcentaje de sólidos en la alimentación tendría un efecto sobre el tamaño del producto a  $139 \mu m$  mientras aumenta el consumo de energía del molino de bolas a 10.88 MW. La carga circulante se mantuvo 207 % la densidad de la pulpa aumento ligeramente.



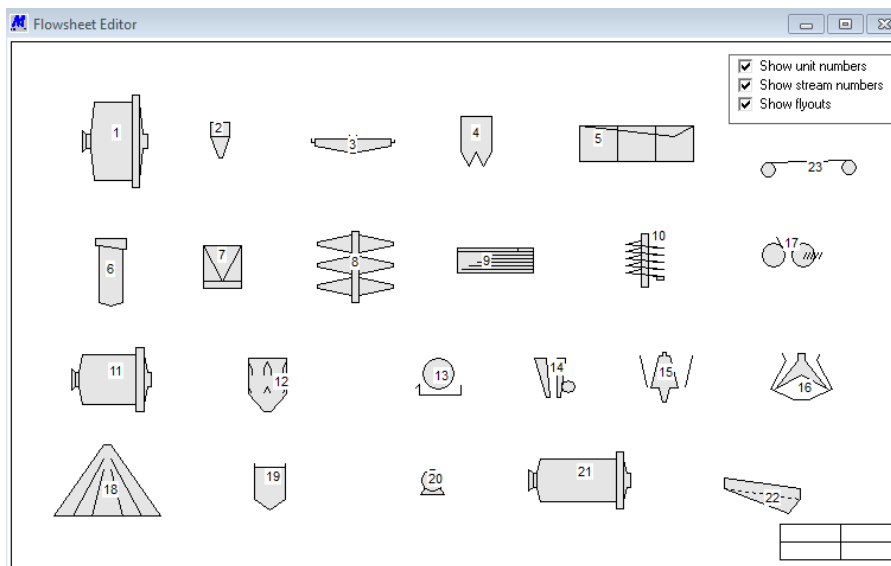
A partir de esta simulación se determinó que el costo de la instalación de la trituradora de guijarros era justificado con el aumento en el rendimiento que aumentaba la capacidad del circuito de flotación donde se determinó que se tenía suficiente capacidad adicional para manejar esta capacidad nueva. Después de la simulación se instala la trituradora de guijarros que de acuerdo a estudios y modelos confirman que estaba operando de acuerdo a lo previsto.

#### 4.6.4.2 CASOS DE ESTUDIO: MODSIM ®

Es un Software Demo como parte del libro “Modeling & Simulation of Mineral Processing Systems” del autor R.P. King el soporte actual es través de la empresa Mineral Technologies y la Universidad de Utah. Es un simulador versátil para plantas de beneficio, simula diversas operaciones unitarias utilizando modelos cuantitativos. Este programa permite integrar los siguientes circuitos para su simulación:

- Trituración (trituradoras de quijada, giratorias, cono, rodillos de alta presión).
- Molienda (AG-SAG, barras y bolas).
- Procesos de cribado y clasificación con hidrociclones.
- Circuitos de flotación, concentración gravimétrica, magnética enfocados en el balance de metalúrgico.
- Procesos de separación sólido – líquido.

La simulación se inicia con la definición del diagrama del circuito que se analizara empleando la herramienta de dibujo que contiene una amplia gama de iconos que representan cada operación de trituración, molienda, clasificación, cribado, celdas de flotación, concentradores gravimétricos, concentradores magnéticos, instalaciones de almacenamiento, bandas transportadoras, bombas, distribuidores, filtros y tanques espesadores (Figura 4.6-13).



**Figura 4.6-13** Iconos de las operaciones unitarias en el software MODSIM ®

La operación de una planta se puede simular una vez que se ha definido el diagrama de flujo, se han especificado los datos del sistema y se han seleccionado los modelos de cada operación unitaria en el circuito y se han especificado los parámetros operativos de cada modelo.

El simulador MODSIM ® consta de los siguientes componentes:

- MODSIM ®: Simulador de plantas.
- ModCurvefit: Motor de búsqueda para encontrar la mejor configuración de los parámetros del modelo de unidad para que coincida con los datos experimentales que se miden en plantas reales.
- Procesador de gráficos: Permite visualizar los datos producidos por MODSIM ®
- BatchSim: Simulado de proceso por lotes que se utiliza para pruebas de los modelos y estimación de parámetros.

Este programa contiene una amplia gama de modelos para cada operación unitaria cada modelo muestra las bases del modelo y parámetros operativos que lo definen como un apoyo para el usuario. El modelo implementado por el programa incluye la mayoría de los modelos disponibles en la literatura del beneficio de minerales y modelos basados en relaciones empíricas.

**Ejemplo de Simulación trituración primaria con MODSIM ®:** Evaluación del rendimiento de una trituradora de quijada después del desgaste de los elementos de desgaste y cambios en la alimentación.

Se realizó una trituración de caliza en una trituradora de quijada con una alimentación de 100 toneladas por hora. La granulométrico de la alimentación se muestra en la Tabla 4.6 -1.

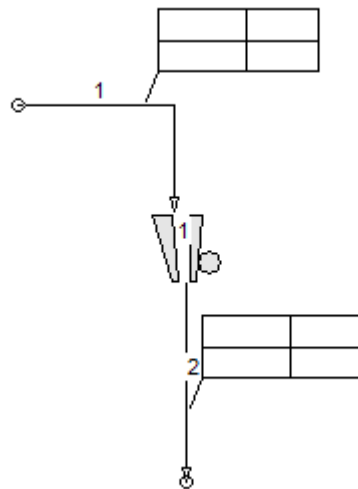
**Tabla 4.6-1**  
Granulometría de la alimentación de una trituradora de quijada.

Tamaño de la abertura , cm	% Peso retenido
25.1	1.974
17.8	6.095
12.6	14.388
8.89	18.764
6.29	23.597
4.44	32.672
-4.44	2.51
Total	100

Para la operación se selecciona una trituradora con un arreglo OSS de 2.54 cm para garantizar la trituración de las partículas de 4.44 cm.

**1° Dibujo del circuito de trituración primaria.** Para llevar a cabo la simulación en el software MODSIM ® se debe comenzar un nuevo proyecto y trazar el diagrama de trituración.

1. Pestaña [File] – [Start a new job]
2. Pestaña [Select] se elige el icono que represente la trituradora de quijada por lo tanto elegimos [Crusher] y seleccionamos el icono de la trituradora de quijada.
3. Ahora se colocan las corrientes de alimentación y producto de la trituración [Edit] – [Rectangular –Cursor].
4. Los recuadros para el balance de masa se colocan en [Edit] – [Add Stream Flyout]
5. Por último se designa un nombre al proyecto en [File] – [Accept Flowsheet] “Trituradora” para realizar la simulación, ver Figura 4.6-14.



**Figura 4.6-14** Circuito de trituración primaria en MODSIM ®.

**2° Descripción de la alimentación.** Después de asignar un nombre al proyecto, el programa regresa al menú general. En el menú general nos dirigimos a la pestaña [Edit] – [Edit system data] para definir las características de la alimentación.

1. El programa pide que definamos cuantos minerales o rocas son alimentados, gravedad específica, número de las fracciones de tamaño o tamices, tamaño de la partícula de mayor diámetro en metros. Estas características se adjuntan a la alimentación con un clic en el cuadro [Feed streams].

Las características utilizadas para este ejercicio son:

- Caliza.
- Gravedad específica 2.7
- Número de clases 7
- Tamaño de partícula 0.251 m.

2. Damos doble clic en el número de corriente en el cuadro [Feed streams] para ingresar el análisis granulométrico de la alimentación. El programa asigna una distribución por default mediante la distribución de Rosin – Rammler, eliminamos esa información con el botón [Clear] y elegimos centímetros [cm] como unidades de tamaño e ingresamos la distribución de alimentación (% pasa en cada malla). A continuación, el programa nos pide los siguientes valores por definir:

- Sólidos alimentados en kg/s
- Porcentaje de sólidos
- Unidades de alimentación kg/s
- Nombre de la corriente para este caso “Alimentación”.
- Para finalizar damos [Aceptar] con los valores establecidos, ver Figura 4.6-15.

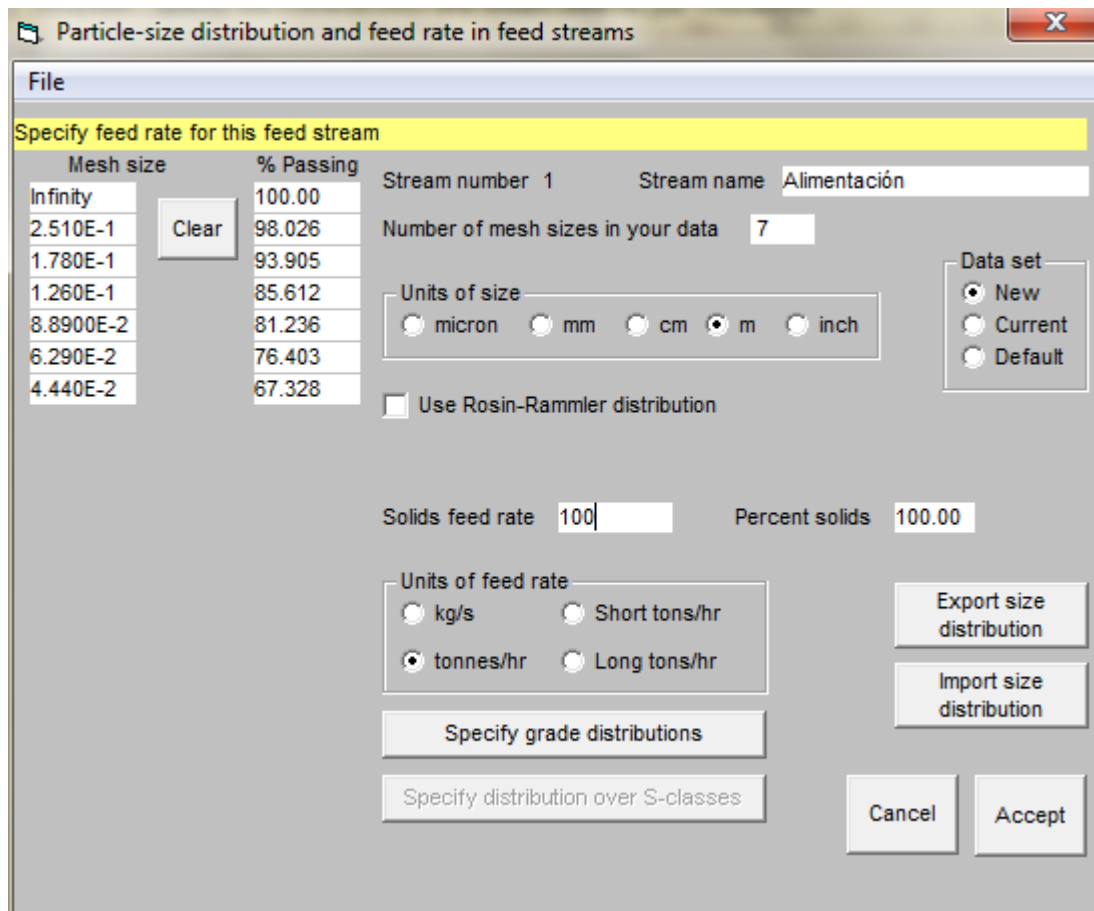


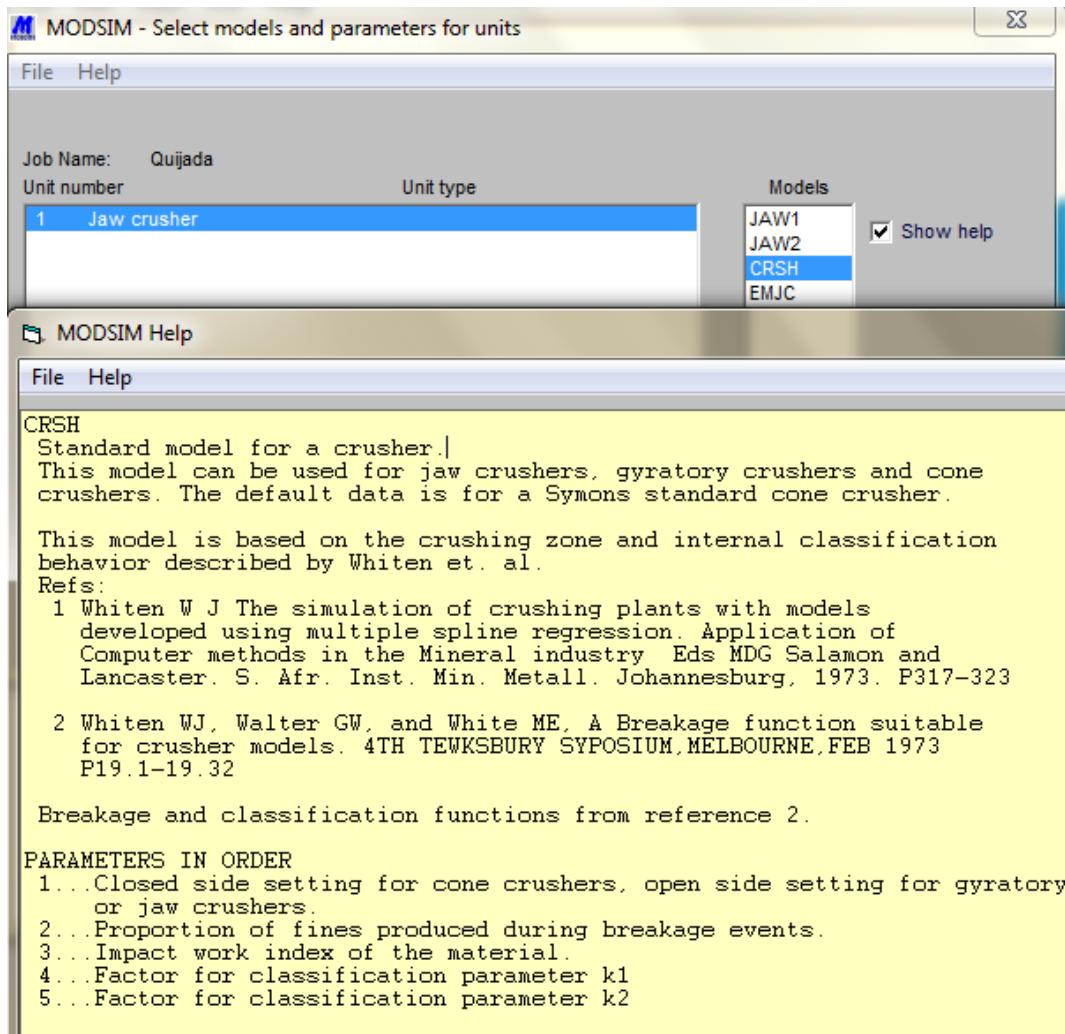
Figura 4.6-15 Descripción de la alimentación en MODSIM ®.

**3° Parámetros del modelo.** Para elegir el modelo bajo el cual se llevará a cabo la simulación vamos a la pestaña [Edit] – [Edit unit model parameters]. El software para cada icono de equipo tiene asignado diferentes modelos para visualizarlos damos clic en el nombre del equipo para este caso [Jaw Crusher] y nos descarga los siguientes modelos:

- JAW1
- JAW2
- CRSH
- EMJC

Para visualizar los parámetros de cada modelo se selecciona el recuadro [Show Help] y seleccionamos el modelo que queremos visualizar, ver Figura 4.6-16.

- JAW1 y JAW2 es el modelo básico que pide el OSS y el índice de trabajo.
- CRSH en el método de probabilidad de Whiten  $K_1$  y  $K_2$ .
- Modelo empírico de trituradoras de quijada y giratorias.



**Figura 4.6-16** Parámetros del modelo CRSH de MODSIM ®.

Para este ejercicio seleccionamos el Modelo JAW1 (doble click) donde se establecen los siguientes parámetros:

- OSS es de 2.54 cm.
- Índice de trabajo 11.6 (valor promedio de Allis –Chalmers)

Por último, damos [Aceptar].

Ahora se deben establecer las unidades de cada corriente y seleccionar los valores que deseamos que nos muestre el diagrama, ver Figura 4.6-17.

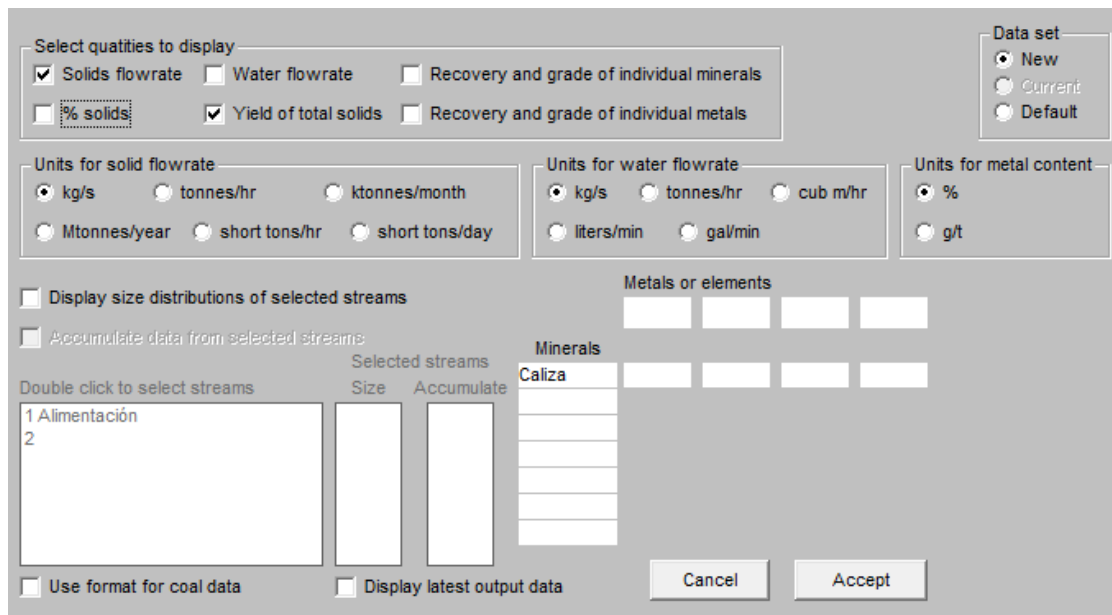


Figura 4.6-17 Unidades de cada corriente en MODSIM ®.

Damos aceptar y ahora corremos la simulación en la pestaña [Run] – [Run Simulation], si los datos establecidos y el dibujo del diagrama son correcto el diagrama realizara la simulación. Para visualizar la simulación vamos a la pestaña [View] – [Flowsheet], en la Figura 4.6-18 se muestra el resultado de la simulación.

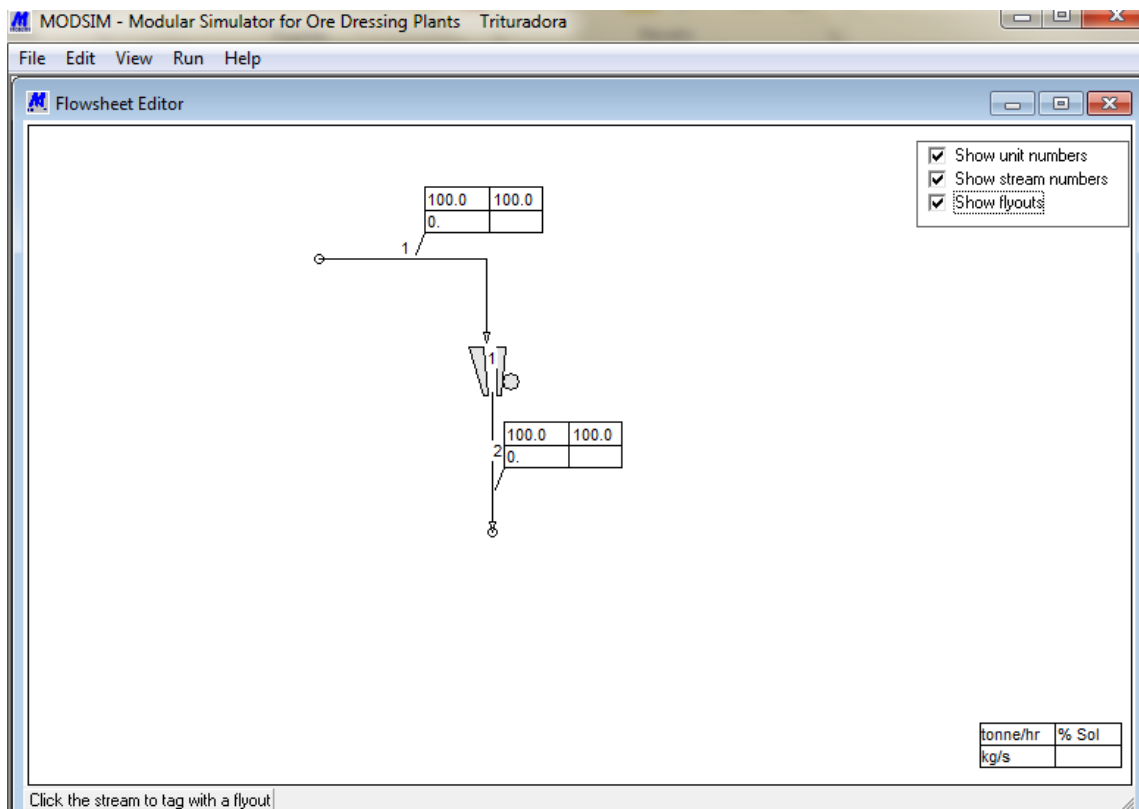
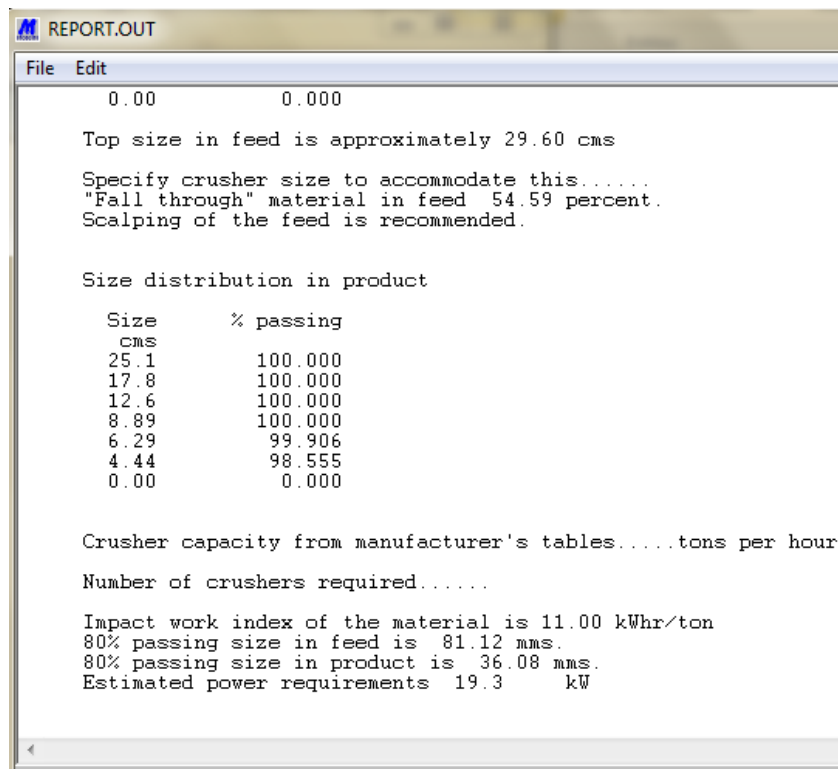
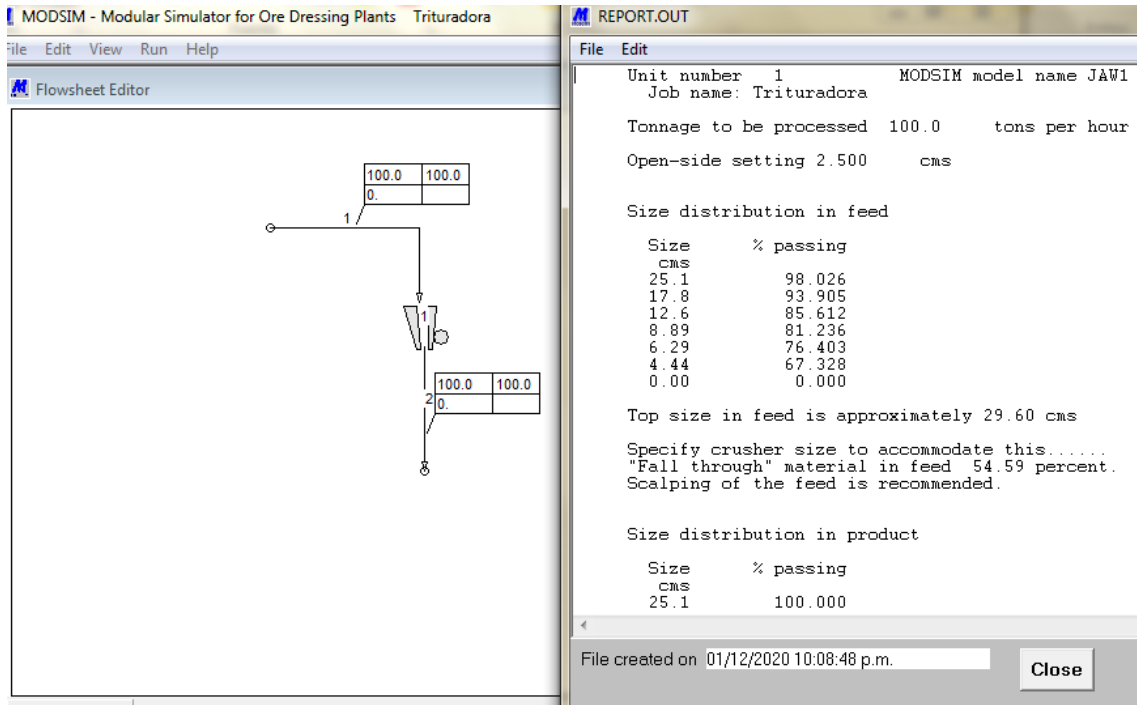


Figura 4.6-18 Visualización de la simulación en MODSIM ®.

**4° Producto de la simulación.** Para observar el producto de la simulación damos click derecho sobre el icono de la trituradora de quijada y ahora elegimos la opción [Reporte File], ver Figura 4.6-19.



**Figura 4.6-19** Resultados de la simulación de trituración primaria en MODSIM ®.

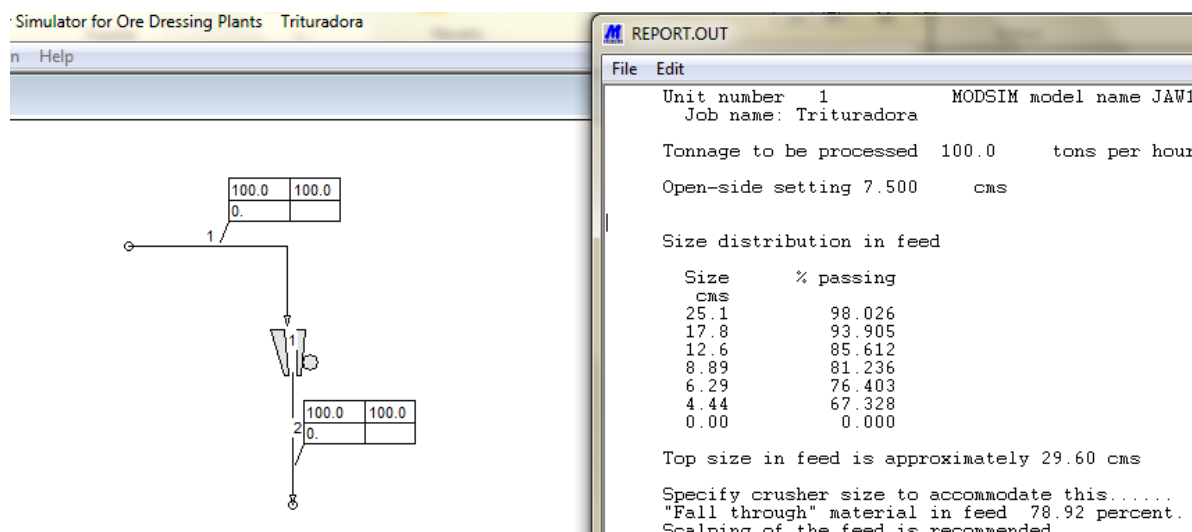
Analizando los resultados:

**Tabla 4.6-2**  
Granulometría del producto.

Tamaño de la abertura, cm	% Peso retenido
25.1	0
17.8	0
12.6	0
8.89	0
6.29	0.094
4.44	1.445
-4.44	98.461
Total	100

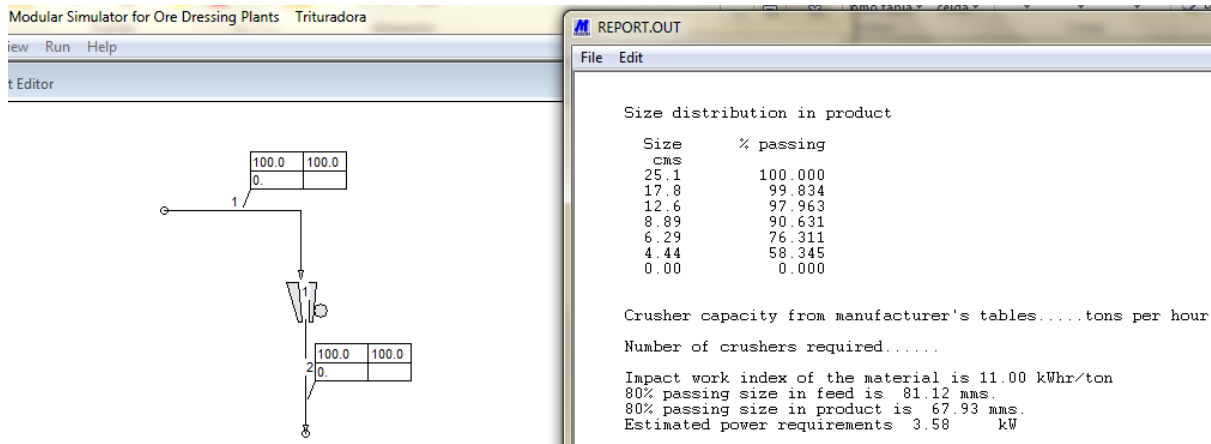
Con una abertura máxima de descarga de 2.5 cm pocas son las partículas que tienen un tamaño menor a este parámetro por lo tanto todas las partículas tienen la probabilidad de entrar a compresión y reducir su tamaño. El software reporta un  $F_{80} = 8.1$  cm y un  $P_{80} = 3.6$  cm, la potencia requerida para la operación es de 19.3 kW.

Si se realiza una simulación con un OSS de 7.5 cm se obtiene un  $P_{80} = 6.7$  cm. Con una abertura mayor se tiene la probabilidad que partículas con un tamaño menor a 7 cm no entren a compresión y se descarguen la trituradora de quijada y pocas son las partículas dentro de la cámara de trituración por lo tanto la potencia requerida disminuye a 3.58 kW que es lo establecido por Whiten, ver Figura 4.6-20 y 4.6-21.



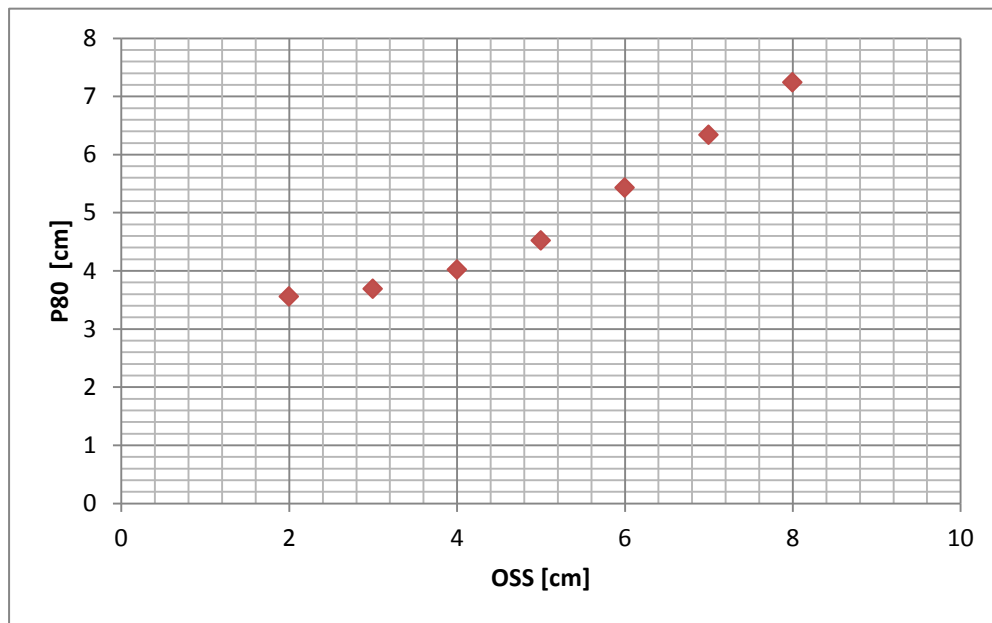
**Figura 4.6-20** Parámetros ingresado para la simulación con un OSS de 7.5 cm





**Figura 4.6-21** Resultados de la simulación con un OSS de 7.5 cm.

Realizando diversas simulaciones con diferentes valores de OSS se obtienen las siguientes evaluaciones Figura 4.6-22 y 4.6-23.



**Figura 4.6-22** Resultados obtenidos para diferentes OSS contra el P80.

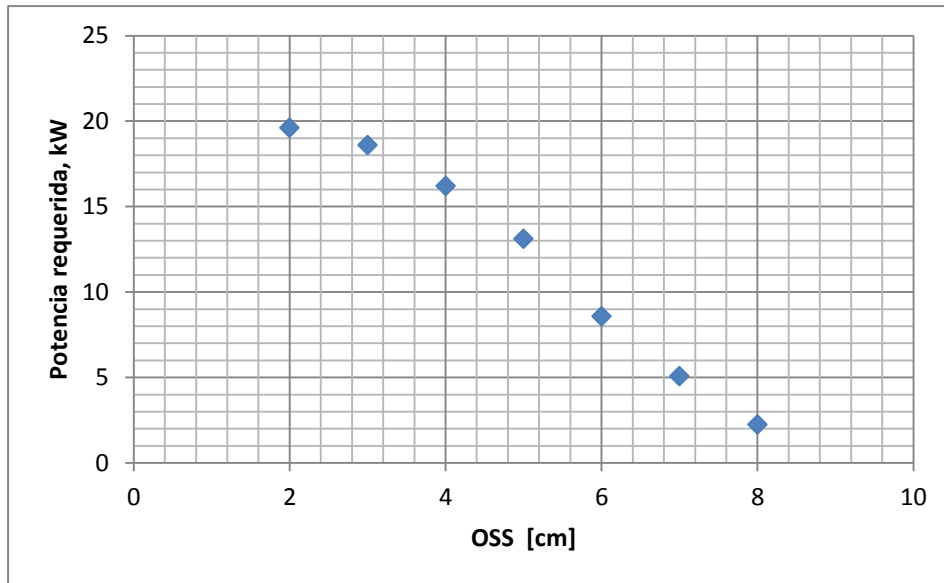


Figura 4.6-23 Resultados obtenidos para diferentes OSS contra la Potencia requerida.

Mediante la simulación se evalúa el impacto que tienen el cambio del OSS la potencia y producto de la trituradora de quijada. Bajo el supuesto que el OSS de diseño para la trituradora fuera de 2 cm, pero si por desgaste se genera cambios durante la trituración. Los cambios que se tendrían por 5 cm en los elementos de desgaste de las quijadas serían un  $P_{80}$  de 3.5 a 6.3 cm y potencia de 19.6 kW a 5 kW, resaltando la importancia del monitoreo de las piezas de desgaste y sus repercusiones en la operación que no solo se ven reflejadas en la granulometría del producto.

Bajo los parámetros de un OSS 7.5 cm, pero con un gabro que tiene un índice de trabajo de 18.45 se obtiene los siguientes resultados, ver Figura 4.6-24.

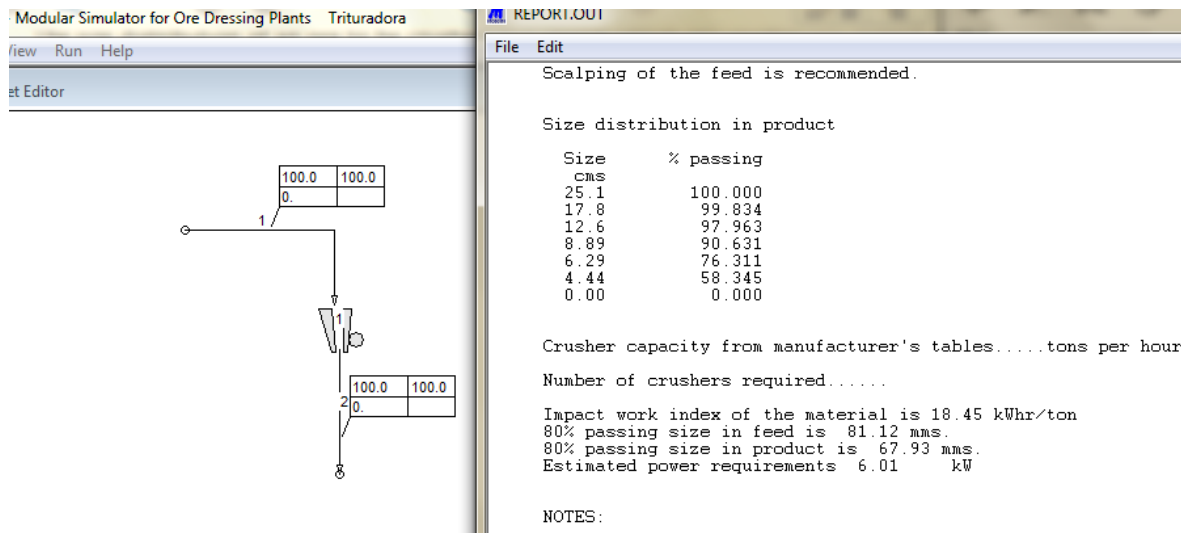


Figura 4.6-24 Resultados de la trituración de un gabro con MODSIM ®.

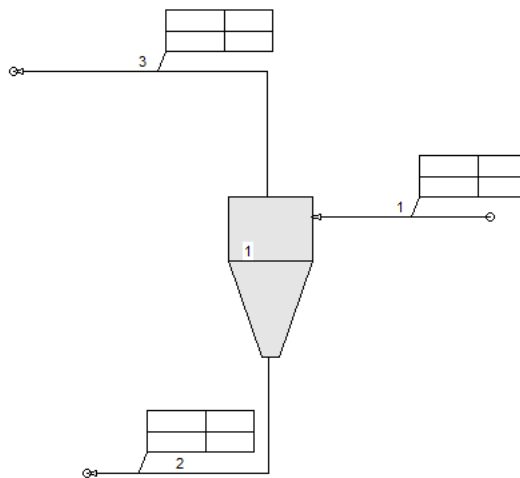
Se obtiene un  $P_{80} = 6.79$  cm al igual que la caliza, pero la potencia requerida pasa de 3.58 a 6.01 kW porque se trata un material de mayor dureza. La simulación de la trituradora de quijada con MODSIM ® otorgar resultados coherentes con lo establecido por Bond.

**Ejemplo de Simulación clasificación con MODSIM ®:** Evaluar el impacto que tiene el cambio del Apex, viscosidad y porcentaje de sólidos en la operación de un hidrociclón.

Uno de los equipos con una mayor sensibilidad de acuerdo a su funcionamiento son los hidrociclones. El correcto funcionamiento de un hidrociclón depende de las características de la alimentación y su geometría. Con apoyo de un simulador se puede evaluar el impacto que tiene algunos cambios en la alimentación o en su geometría durante la operación.

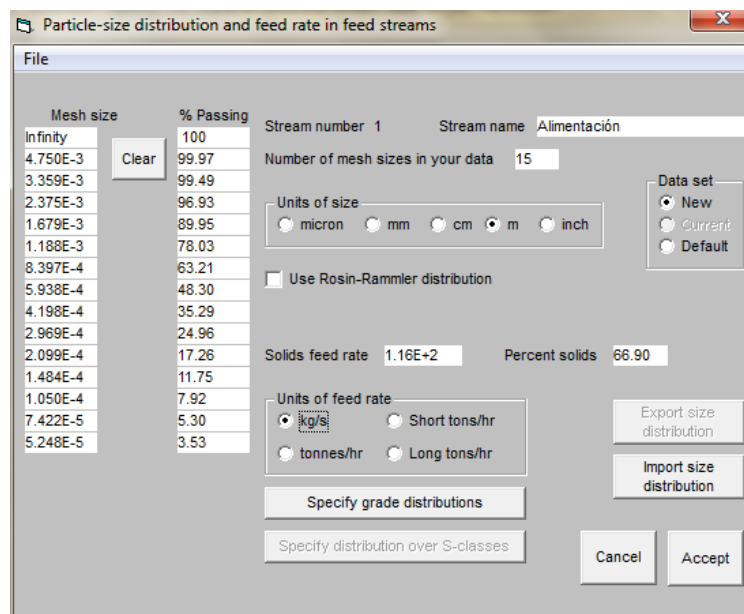
King (2012) propone los siguientes parámetros para el modelado de un hidrociclón, empleando el modelo de Plitt con el objetivo de modelar el comportamiento de una clasificación estable.

**1° Dibujo del diagrama de flujo de un hidrociclón (Figura 4.6-25).**



**Figura 4.6-25** Dibujo de la alimentación a un hidrociclón con MODSIM®.

**2° Descripción de la alimentación (Figura 4.6-26).**



**Figura 4.6-26** Descripción de la alimentación del hidrociclón en MODSIM ®.

**3° Parámetros del modelo** (Figura 4.6-27).

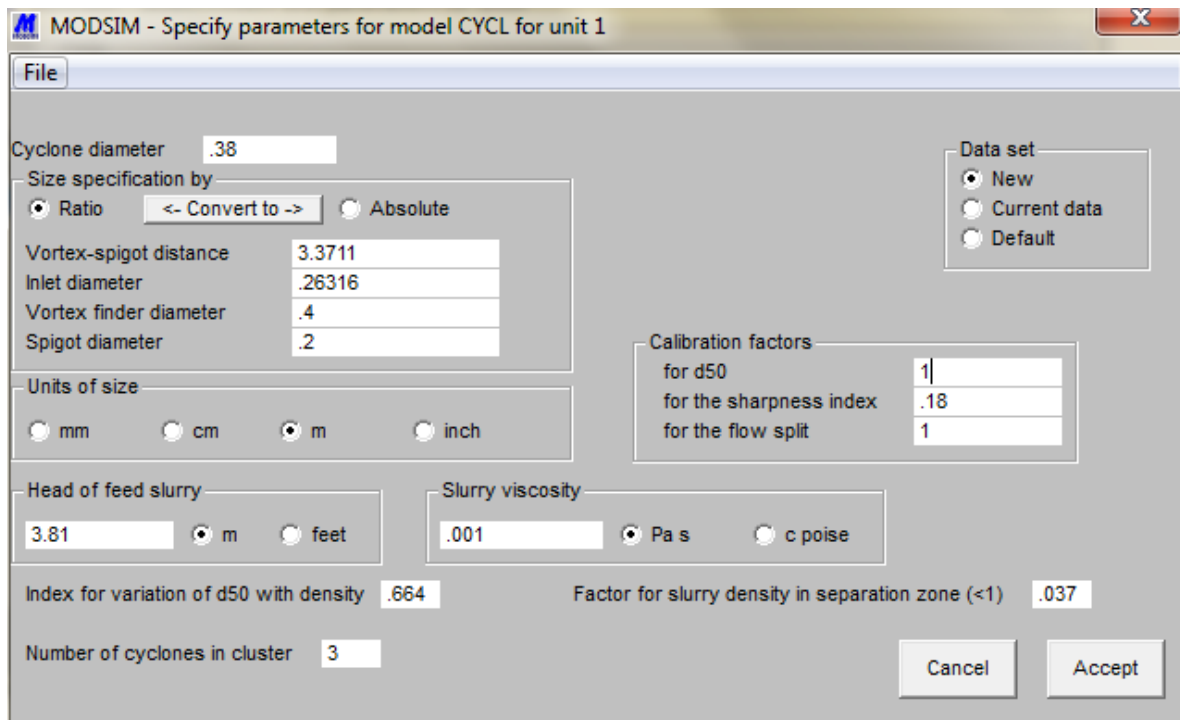


Figura 4.6-27 Parámetros del modelo CYCL en MODSIM ®.

**4° Productos de simulación** (Figura 4.6-28).

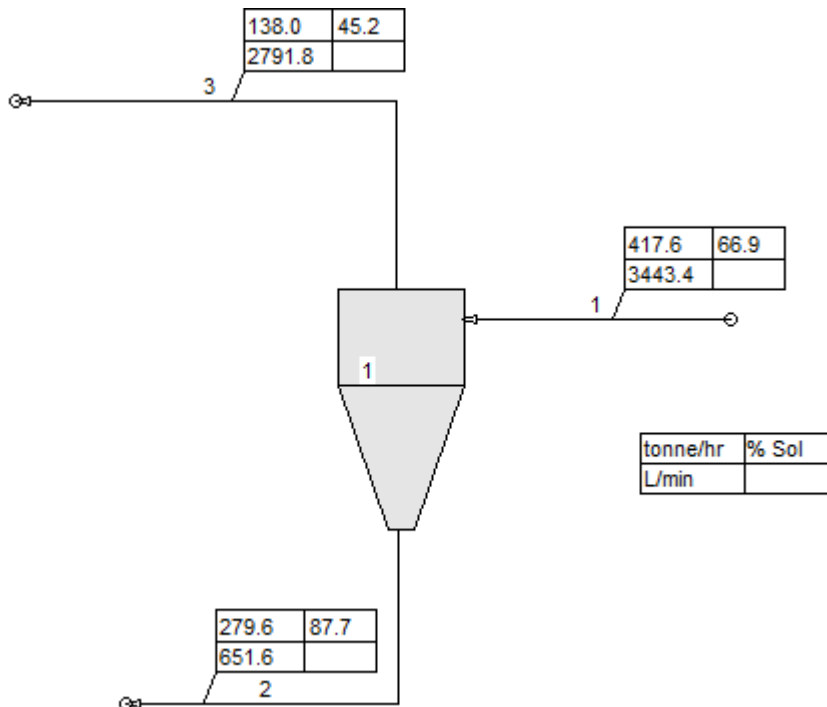


Figura 4.6-28 Producto de la simulación del banco de hidrociclones con MODSIM ®.

Con la geometría establecida y características de alimentación el balance es:

Alimentación:

- Pulpa 417.6 t/h
- Agua 3,443.4 l/min
- Porcentaje de sólidos 66.9

Derrame:

- Pulpa 138.0 t/h
- Agua 2,791.8 l/min
- Porcentaje de sólidos 45.2

Descarga:

- Pulpa 279.6 t/h
- Agua 651.6 l/min
- Porcentaje de sólido 87.7

Generalmente en la operación un cambio notable por el desgaste es el aumento del diámetro del Apex que cambia la eficiencia de la clasificación. Realizando una simulación para diferentes diámetros en el Apex, se tienen los siguientes balances (Tabla 4.6-3).

**Tabla 4.6-3**

Balance de la pulpa para diferentes diámetros del Apex.

Ápex, m	Derrame			Descarga		
	Pulpa, t/h	Agua, L/min	% Sólidos	Pulpa, t/h	Agua, L/min	% Sólidos
0.2	138	2791.8	45.2	279.6	651.6	87.7
0.22	118.8	2422.8	44.9	298.8	1021.2	83
0.24	101.5	2074.2	44.9	316.1	1369.8	79.4
0.26	86.1	1759.2	44.9	331.5	1684.8	76.6
0.28	72.6	1483.2	44.9	345	1960.2	74.4

Durante este cambio la geometría del hidrociclón se rompe el equilibrio de la operación, cambiando las condiciones de baja presión y la fuerza centrífuga que rodea el vortex donde se desarrolla el núcleo de aire, arrastrando partículas finas hacia la descarga por lo tanto cuando mayor es el diámetro del apex el caudal de derrame disminuye y el caudal de la descarga aumenta. Los cambios en el diámetro del apex o en el diámetro del vortex son los problemas más comunes en las plantas de beneficio.

Otras variables que impacta el rendimiento de la clasificación comúnmente en las plantas de beneficio es la densidad de la pulpa, cambios en la densidad de la pulpa que se deben al porcentaje de finos en la pulpa que cambian la concentración de sólidos y viscosidad de la pulpa. Cuando se detecta un alto contenido de finos en la pulpa se han propuesto cribas de alta frecuencia en lugar de hidrociclones para garantizar una correcta clasificación. Con ayuda del simulador se evaluó el impacto que tiene los cambios de la viscosidad (Tabla 4.6-4) y el porcentaje de sólidos (Tabla 4.6-5) en el rendimiento del clasificador, las siguientes tablas muestran los resultados de la clasificación para diferentes escenarios.

**Tabla 4.6-4**

Balance de la pulpa para cada viscosidad.

	Derrame			Descarga		
Viscosidad	Pulpa, t/h	Agua, L/min	% Sólidos	Pulpa, t/h	Agua, L/min	% Sólidos
0.001	138	2791.8	45.2	279.6	651.6	87.7
0.002	151.6	2707.8	45.2	266	735.6	85.8
0.003	159.2	2661	49.9	258.4	782.4	84.6
0.004	164.4	2629.2	51	253.2	814.2	83.8

**Tabla 4.6-5**

Balance de la pulpa para diferentes porcentajes de sólidos.

	Derrame			Descarga		
% Sólidos	Pulpa, t/h	Agua, L/min	% Sólidos	Pulpa, t/h	Agua, L/min	% Sólidos
66.9	138	2791.8	45.2	279.6	651	87.7
70	155.2	2382	52.1	262.4	601.2	87.9
71	160.6	2255.4	54.3	257	587.2	87.9
72	166	2132.4	56.6	251.6	574	88
73	171	2013	58.6	264.4	561.4	88

Cuando una pulpa tiene un alto contenido de finos, las partículas sólidas tienen una velocidad de asentamiento lenta, esto mantiene a las partículas suspendidas indefinidamente. Por otro lado, un aumento en el porcentaje de sólidos tiene un efecto significativo en la viscosidad de la pulpa reduciendo su transporte en el líquido portador teniendo una clasificación incorrecta de gruesos y finos.

En general, el tamaño de partículas y la concentración de sólidos cambian a lo largo del procesamiento de minerales por lo tanto su control resulta importante para garantizar una corriente clasificación. Con estos dos ejemplos básicos utilizando MODSIM ® se observa la importancia que tiene la simulación en operaciones unitarias permitiendo evaluar la eficiencia de cada proceso y su respuesta a diferentes condiciones operativas. Para interpretar los resultados de la simulación es fundamental la comprensión de cada operación para entender el comportamiento de cada variable.

#### 4.6.4.3 CASOS DE ESTUDIO: JKSimFloat ®

Es un software que tiene el propósito para la simulación del rendimiento en estado estacionario de circuitos de flotación, mediante el análisis de datos y la simulación de circuitos. Este paquete permite al usuario:

- Construir diagramas de flujo basado en las plantas de procesamiento para evaluar su rendimiento.
- Analizar datos de las celdas de flotación.
- Balance de masa del circuito.
- Simular el efecto de cambios en el circuito de flotación para predecir flujos, recuperaciones y leyes.

Schwarz y Richardson (2013) mencionan que el modelo utilizado divide el rendimiento de la operación de flotación entre los parámetros de la celda como la hidrodinámica y las características de la capa de espuma y susceptibilidad de las partículas minerales a la flotación.

El proceso de diseño y optimización de circuitos de flotación comienzan con el desarrollo de un modelo cinético adecuado. El primer requisito es que sea capaz de describir la respuesta a la recuperación de ciertas partículas minerales en la alimentación basándose en estudios, el modelo también debe predecir una respuesta basada en cambios en el sistema de flotación. Se puede considerar que la recuperación de partículas en un proceso ocurre a través de dos mecanismos:

- Flotación: Recuperación selectiva de partículas hidrofóbicas mediante su fijación a burbujas de aire.
- Arrastre: Recuperación no selectiva de partículas tanto hidrofóbicas como hidrofílicas en el agua recuperada del concentrado.

El modelo empleado para predecir la recuperación de un grupo de partículas de la celda de flotación " $R_i$ " es:

$$R_i = \frac{P_i \cdot S_b \cdot R_f \cdot \tau \cdot (1 - R_w) + ENT \cdot R_w}{(1 + P_i \cdot S_b \cdot R_f \cdot \tau)(1 - R_w) + ENT \cdot R_w} \quad (4.6.32)$$

Donde:

$P_i$ : Flotabilidad del mineral para el componente " $i$ ".

$S_b$ : Flujo del área superficial de la burbuja

$R_f$ : Recuperación de espuma

$\tau$ : Tiempo de residencia

$R_w$ : Recuperación de agua y ETN grado de arrastre en la flotación.

El desarrollo de este modelo se basa en mediciones en las celdas de flotación que incluye el tamaño de burbujas, velocidad superficial del gas, retención de gas, sistema de recuperación de la espuma, arrastre, así como pruebas de flotación. La medición de los parámetros para el modelo emplea una metodología propuesta por JKTech para el uso de su simulador (Schwarz y Richardson, 2013).

## REFERENCIAS

- Gupta A. y Yan D. (2006). *Mineral Processing Design and Operations* (pp. 317 -343). 2a ed. Elsevier B.V.
- King R. (2012). *Modelling and Simulation of Mineral Processing Systems* (pp. 1 -3, 368-426, 431-437). 2a ed. Society for Mining Metallurgy and Exploration Inc. (SME).
- Lynch A. (1977). *Mineral Crushing and Grinding Circuits: Their Simulation, Optimization, Design and Control*. Elsevier Scientific Publishing.
- Morrison D. y Richardson M. (2002). *JKSimMet: A simulator for analysis optimisation and design of comminution circuits*. *Mineral Processing Plant Design Practice and Control*. Society of Mining, Metallurgy and Exploration (SME).
- Napier- Munn T., Morrell S., Morrison D. y Kojovic T. (1999). *Mineral Comminution Circuits* (pp. 29-30, 138-141, 212 -213,249). JKMRC Monograph Series in Mining and Mineral Processing.
- Nikkhan K. y Anderson C. (Andritz Automation). *Role of Simulation Software in Design and Operation of Metallurgical plants: A study*.
- Nikkhan K., Wiseman D., Dry M. y Huang H. (2019). *Modeling and Simulation*. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 233 -236). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Sbárbaro D. y Del Villar R. (2010). *Advanced Control and Supervision of Mineral Processing Plants* (pp. 213- 223).Springer Science.
- Schwarz S. y Richardson J. (2013). *Modelling and Simulation of Mineral Processing Circuits using JKSimMet and JKSimFloat*. SME Annual Meeting.
- Whiten W. (1972). *Simulation and model building for mineral processing*. PhD dissertation, University of Queensland.



## 5. PROCESOS HIDROMETALÚRGICOS

---

Rankin (1984) define a la metalurgia extractiva como la ciencia e ingeniería de la extracción de metales a partir de sus minerales y refinación para su comercialización. Se basa principalmente en reacciones químicas, procesos termodinámicos, transferencia de calor y masa.

Los procesos de extracción se han desarrollado para recuperar y producir metales de alta pureza a partir de minerales complejos explotados en operaciones mineras. Actualmente estos procesos de extracción enfrentan dos problemas fundamentales el cuidado al medio ambiente y un limitante en los requisitos de energía. La naturaleza compleja de los minerales ha demandado desarrollar procesos económicos para su procesamiento. Cuando se habla de las operaciones de extracción y refinación de metales, estas se llevan a cabo mediante procesos pirometalúrgicos e hidrometalúrgicos:

1. Pirometalurgia implica procesos a altas temperaturas que se dividen en:
  - Pirometalurgia primaria, que convierte el mineral o concentrado en un metal con impurezas en forma líquida. Las operaciones principales son la reducción de los óxidos metálicos, tostación de minerales sulfurados, fundición y conversión.
  - Pirometalurgia secundaria es el tratamiento del metal líquido obtenido en la pirometalurgia primaria. Consiste en operaciones de refinación y adición de elementos de aleación.
  
2. Hidrometalurgia que consiste en operaciones metalúrgicas que involucra un ataque químico para llevar a cabo reacciones químicas y electroquímicas para llevar los metales de la red cristalina a una solución y posteriormente se realizan su recuperación, estas operaciones comprenden de la lixiviación, precipitación, procesos de extracción con solventes o intercambio iónico. Dentro de esta ruta encontramos dos ramas importantes:
  - Hidroelectrometalurgia que consiste en la electrolisis salina de una solución acuosa que permite la obtención del metal.
  - Electrorefinación constituye un proceso de refinación del metal para llegar a una alta pureza.

La elección de la ruta de extracción dependerá en gran medida del costo por tonelada de metal extraído, disponibilidad de la operación, costo de energía requerida, rendimientos del proceso, costo de las materias primas, costo de los equipos, pureza del metal que se demanda y condiciones del mercado. Algunas rutas de procesamiento pueden ser mixtas, formadas por operaciones hidro y pirometalúrgicas.

Algunos metales como el zinc, níquel o cobre pueden ser producidos por las dos rutas de los procesamientos de extracción. Otros minerales como el hierro, plomo, cobalto y estaño tienen un proceso puramente pirometalúrgico.

Gupta y Mukherjee (1990) señalan que la hidrometalurgia es un desarrollo relativamente reciente en comparación con los procesos pirometalúrgicos. La hidrometalurgia se basa en procesos mediante los cuales se producen metales, sales metálicas u otros compuestos metálicos mediante reacciones químicas que involucran soluciones acuosas y orgánicas.

Los procesos de extracción por la vía hidrometalúrgica implican disolver (lixiviar) los valores del metal del mineral en una solución acuosa y después extraer el metal de la solución. El mineral puede no ser soluble requiriendo de un tratamiento previo de tostación para obtener un sulfato metálico. La adición de ácidos, álcalis o ciertas sales en la solución puede ayudar a la disolución del mineral. El proceso de lixiviación es un proceso poco selectivo por lo tanto se llevarán a la solución varios metales presentes y puede ser necesario purificar primero la solución lixiviada para aislar el metal de interés.

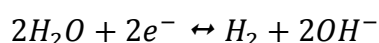
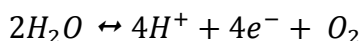
La ruta de procesamiento hidrometalúrgico se basa en los siguientes procesos:

1. Las transferencias de iones metálicos de minerales o concentrado a una solución.
2. La extracción selectiva de los metales en solución, este proceso se basa en métodos de precipitación o extracción.
3. Procesos electroquímicos que incluyen electroobtención de una solución electrolítica para obtener un metal puro.

Los procesos hidrometalúrgicos se pueden dividir en cuatro unidades principales. En el primero, el mineral o materia prima se prepara. En el segundo, se lleva a cabo la disolución del mineral mediante el uso de un disolvente en una solución. El tercero, es la purificación y concentración del metal disuelto en el medio acuoso y la última unidad son los procesos para obtener la pureza del producto deseado mediante una refinación. En la [Apéndice D - I](#) se muestra las operaciones de una unidad hidrometalúrgica y sus interconexiones.

Las moléculas de agua hace posible el procesamiento acuoso de metales por su acción como un disolvente universal. La acción del agua se debe a los efectos del enlace del hidrógeno que tiende a donar electrones y la tendencia del oxígeno es aceptar electrones. En consecuencia, la molécula de agua tiende a orientarse, el oxígeno mantiene una carga ligeramente negativa, y el hidrógeno mantiene una carga positiva.

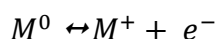
Estas características del agua hacen que tenga un papel fundamental en las reacciones electroquímicas. La molécula de agua se puede descomponer en oxígeno e hidrógeno, la división del agua ocurre a potenciales de oxidación muy altos o bajos. En altos potenciales se forman gases de oxígeno e iones hidrógeno. A bajos potenciales, los productos son gas hidrógeno e iones hidróxido:



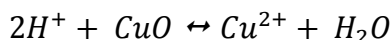
Los electrones liberados por electrólisis tienen altos potenciales de oxidación. La electrólisis es la eliminación o adquisición de electrones causada por la aplicación de un potencial o voltaje electroquímico.

La electrólisis del agua en su forma química equivalente involucra hidróxido en lugar de hidrógeno,  $2H_2O + O_2 + 4e \leftrightarrow 4OH^-$  es importante en muchas reacciones de oxidación / reducción de metales. De esta forma la estructura de la molécula de agua es importante para llevar a cabo diversas reacciones químicas en la hidrometalurgia.

Los átomos de metales se pueden encontrar en una amplia variedad de formas puede existir como iones disueltos y complejos iónicos. Por procesos geológicos los metales se pueden encontrar en metales nativos o minerales metálicos. A partir de los minerales metálicos se puede extraer metales mediante procesos hidrometalúrgicos. En un metal puro los átomos metálicos están unidos y no tienen una carga neta en la red metálica, la eliminación de átomos de un metal en un sólido involucra la pérdida de al menos uno de sus electrones.



La pérdida de electrones convierte un átomo del metálico a un estado oxidado. Un metal oxidado se puede encontrar como iones o compuestos por ejemplo  $Fe^{2+}$ ,  $Fe^{3+}$ ,  $Fe_3O_4$  y  $Fe_2O_3$ . Los iones pueden combinarse con otros compuestos para formar compuestos iónicos o no iónicos. El agua permite solubilizar un metal, mediante reacciones que implican la transferencia de electrones que requiere de un donante y un receptor de electrones. Otras reacciones requieren de especies reactivas que permiten intercambiar o transformar el anión de la red cristalina del mineral como se muestra en la siguiente reacción:

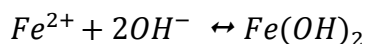
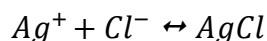


En este ejemplo, el cobre se oxida a su estado divalente. Algunos metales en minerales requieren de una oxidación para ser extraídos para hacer posible el procesamiento el metal se debe romper su enlace químico, esto solo ocurre bajo ciertas condiciones del sistema acuoso.

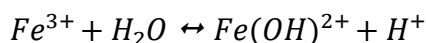
La reactividad de los metales define su interacción en un medio acuoso de esta forma una clave para la hidrometalurgia es el contacto entre el metal y agua. Después del contacto, se necesita una reacción para llevar el metal a la solución.

Los metales y minerales interactúan con productos químicos en medios acuosos. Se pueden clasificar las reacciones que involucran metales y especies químicas. Las reacciones que se llevan a cabo en los procesos metalúrgicos son:

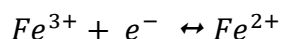
Precipitación.



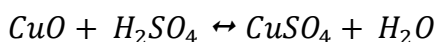
Hidrólisis.



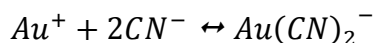
Electroquímica.



Conversión.



Complejación.



Disociación iónica.

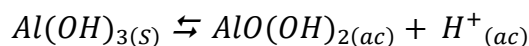


La lixiviación o disolución es la primera operación de cualquier proceso hidrometalúrgico. La lixiviación es el término aplicado al proceso de recuperación de un metal partir de un mineral mediante la aplicación de un solvente o lixivante.

### 5.1 SOLUCIONES ACUOSAS DE METALES Y ELECTROQUÍMICA

**Comportamiento de soluciones acuosas de metales.** Los dos parámetros fundamentales que controlan el comportamiento de los metales en soluciones acuosas son el pH y el potencial de oxidación. El comportamiento termodinámico de un sistema acuoso está determinado por estos dos parámetros, junto con las concentraciones o actividades de las especies. El pH de la solución, determina el carácter ácido – base del sistema y es el parámetro principal que controla la solubilidad de las especies metálicas oxidadas o hidrolizadas. La mayoría de los procesos hidrometalúrgicos dependen del control del pH para una operación exitosa.

El control del pH se logra mediante la adición deliberada de ácido o una base durante la reacción para consumir iones de hidroxilo o hidrógeno producidos por la reacción o mediante el diseño de la química del sistema. Un ejemplo es el hidróxido de aluminio que se comporta como un ácido:



En presencia de un álcali, los iones de hidrógeno se neutralizan, el equilibrio se desplaza hacia la derecha y se disuelve más hidróxido. Esta reacción es la base del proceso Bayer para solubilizar hidróxido de aluminio selectivamente a partir de bauxita.

El potencial de oxidación es un sistema acuoso determina los estados de oxidación de las especies metálicas esto determina si las especies son solubles. La mayoría de los sulfuros metálicos deben ser oxidados a sulfatos para ser solubles, diversos procesos de lixiviación requieren la adición de un agente oxidante al sistema acuoso.

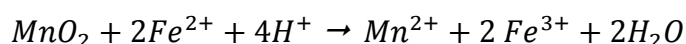
En la Tabla 5.1 se presenta una lista de agentes oxidantes de acuerdo a su potencial de oxidación en medios ácidos. Por ejemplo, el sulfuro de zinc después de un proceso de tostación se puede disolver como sulfato de zinc mediante el oxígeno disuelto en agua. En la reacción, el oxígeno se adsorbe en la superficie del sólido, lo que resulta en una transferencia de electrones.

**Tabla 5.1**  
Agentes oxidantes en orden de su potencial de oxidación.

Agentes oxidantes		
Agente	Semi reacción	Potencial (V)
$Fe^{3+}$	$Fe^{3+} + e^{-} \rightarrow Fe^{2+}$	0.77
$HNO_3$	$NO_3^{-} + 4H^{+} + 3e^{-} \rightarrow NO + 2H_2O$	0.96
$MnO_2$	$MnO_2^{-} + 4H^{+} + 2e^{-} \rightarrow Mn^{2+} + 2H_2O$	1.2
$O_2$	$O_2 + 4H^{+} + 4e^{-} \rightarrow 2H_2O$	1.23
$K_2Cr_2O_7$	$Cr_2O_7^{2-} + 14 H^{+} + 6e^{-} \rightarrow 2Cr^{3+} + 7H_2O$	1.33
$Cl_2$	$Cl_2 + 2e^{-} \rightarrow 2Cl^{-}$	1.35
$NaClO_3$	$ClO_3^{-} + 6H^{+} + 6e^{-} \rightarrow Cl^{-} + 4H_2O$	1.45
$KMnO_4$	$MnO_3^{-} + 8H^{+} + 5e^{-} \rightarrow Mn^{2+} + 4H_2O$	1.49
$H_2O_2$	$H_2O_2^{-} + 2H^{+} + 2e^{-} \rightarrow 2H_2O$	1.77
$H_2SO_5$	$SO_5^{2-} + 2H^{+} + 2e^{-} \rightarrow SO_4^{2-} + H_2O$	1.81
$K_2S_2O_8$	$S_2O_8^{2-} + 2e^{-} \rightarrow 2SO_4^{2-}$	2
$O_3$	$O_3 + 2H^{+} + 2e^{-} \rightarrow O_2 + H_2O$	2.07

Adaptado de Gupta y Mukherjee (1990).

En óxidos metálicos de mayor estado de oxidación, la lixiviación en condiciones reductoras puede ser necesaria para lograr su disolución. El dióxido de manganeso, por ejemplo, es insoluble en  $H_2SO_4$ . Sin embargo, el óxido se disuelve rápidamente en presencia de un agente reductor como el ion ferroso de acuerdo con la siguiente reacción:



La lixiviación puede llevarse a cabo en diferentes condiciones. Se puede realizar con soluciones ácidas o alcalinas en condiciones oxidantes, neutras o incluso reductoras. Las condiciones elegidas para la lixiviación se rigen principalmente por la naturaleza del mineral a tratar y el grado de selectividad requerido en el proceso de lixiviación.

Se deben de establecer las condiciones de lixiviación apropiadas, para poder disolver los compuestos metálicos de un mineral complejo y dejar algunos sin ser atacados en especies sólidas insolubles que serán rechazadas en los residuos de la lixiviación.

El comportamiento termodinámico de un sistema acuoso está determinado por el pH y el potencial de oxidación de la solución parámetros que en conjunto con las concentraciones o actividades de las especies disueltas permite establecer las condiciones del proceso de lixiviación. El pH de la solución determina el carácter ácido – alcalino del sistema, el potencial de oxidación en un sistema acuoso determina los estados de oxidación de las especies de metal y ambos determinan las especies que son solubles o no en procesos de lixiviación.

Cuando un metal y mineral metálico se encuentra en un medio acuoso con productos químicos, es importante comprender el efecto del potencial de oxidación – reducción y el pH del entorno de solución. Estos se deben a que el potencial de oxidación y el pH de la solución impactan en la forma en que el metal reaccionara en la solución.

Para estudiar las condiciones termodinámicas de los sistemas hidrometalúrgicos se deben establecer las condiciones de equilibrio químicos entre las especies. Para diferentes condiciones y circunstancias, es necesario obtener diferente información y datos a procesarse a partir de diferentes diagramas. Se utiliza dos diagramas en la mayoría de los procesos hidrometalúrgicos:

1. Diagramas de las áreas de estabilidad de componentes del sistema.
2. Diagramas de corrosión o especies.

Los diagramas de Pourbaix se desarrollan para el estudio del campo de la corrosión y son de gran apoyo en la termodinámica de los sistemas acuosos para buscar las condiciones necesarias para la disolución de las especies.

Los diagramas de las áreas de estabilidad muestran las condiciones en que participan los componentes del sistema en estado sólidos, líquido y gas, además de las especies disueltas en la solución acuosa. Los sistemas pueden ser del tipo  $M - H_2O$  que son los más sencillos, hasta sistemas un complejos como  $M - S - H_2O$ ,  $M_1 - M_2 - S - H_2O$ ,  $M - Cl_2 - H_2O$ ,  $M - S - Cl_2 - H_2O$  en un diagrama de pH – potencial de reducción. Para valorar las condiciones de la solución necesaria no solo para la disolución de las especies de interés, sino de igual manera para determinar las condiciones para la precipitación de las fases sólidas en los licores del proceso.

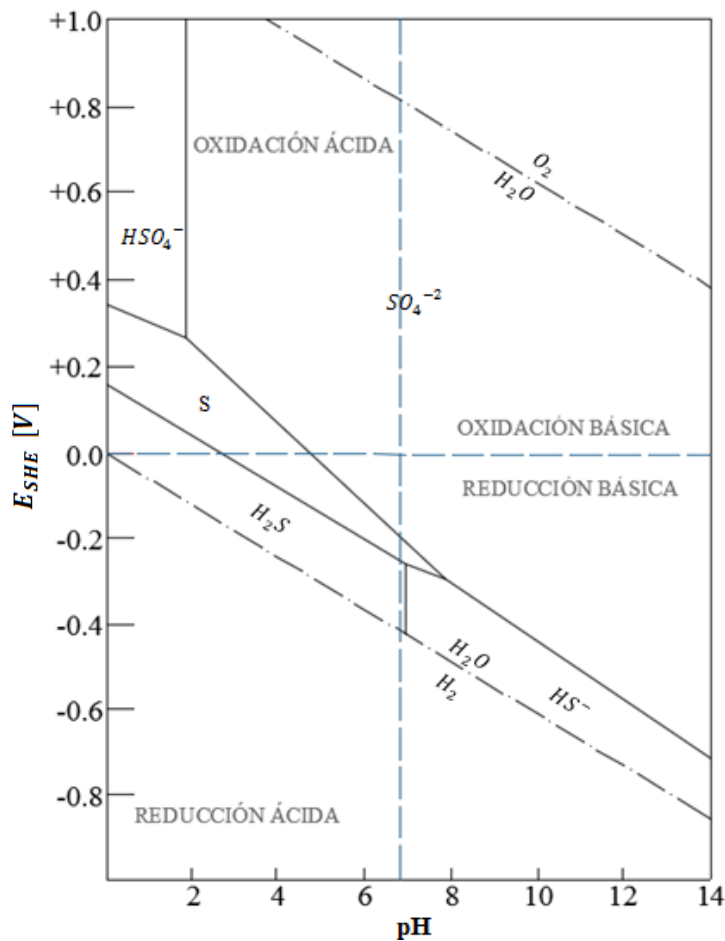
Estos diagramas son similares a los llamados diagramas de Pourbaix. Cuando el sistema contiene un gas de reacción en la solución las variables a evaluar en el diagrama pueden incluir el pH y el logaritmo de la presión parcial del gas.

Los sistemas incluyen compuestos metálicos y no metálicos en un medio acuoso, típicos en la hidrometalurgia, el procedimiento para presentar los datos es un diagrama de potencial – pH muestra las áreas de estabilidad de cada especie o compuesto en el rango de pH considerado y potencial de oxidación. De esta forma se puede predecir las condiciones para la existencia de un compuesto en estado sólido o iónico y la tendencia de su comportamiento en un proceso hidrometalúrgico.

El proceso de lixiviación tiene lugar en la fase o fases sólidas, líquidas o en un sistema heterogéneo. Los compuestos requeridos se transfieren del mineral a la solución lixivante en soluciones de ácidos o álcalis. Para liberar los iones requeridos del material lixiviado en la solución inicial es necesario debilitar las fuerzas de unión de la red cristalina o matriz principal.

Un diagrama de Pourbaix indican las condiciones de equilibrio de las fases estables de cada especie en una solución en condiciones de equilibrio. Este diagrama puede describirse teóricamente como reacciones de hidrólisis, oxidación y reducción que tienen lugar en una solución acuosa. Estos diagramas pueden ser más complejos para analizar procesos como la electrolisis, precipitación y lixiviación se pueden tener sistemas de tres o múltiples componentes como  $M - S - H_2O$ ,  $M - Cl - H_2O$ ,  $Me - NH_4 - H_2O$ ,  $M - N_2 - C - H_2O$ .

Por ejemplo, en la Figura 5.1 se muestra un diagrama de pH – potencia para el sistema agua – azufre, se observa que las coordenadas del diagrama son el potencial de oxidación ( $E$ ) en voltios y pH de la solución.



**Figura 5.1** Diagrama de pH – potencial para el sistema S - $H_2O$  a 25°C y 1 atm. Adaptado de Gupta y Muckherjee (1990).

El diagrama se puede dividir en cuatro cuadrantes, las condiciones que prevalecen en cada cuadrante son:

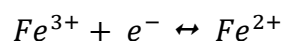
- Superior izquierda oxidación ácida.
- Superior derecha oxidación básica.
- Inferior derecha reducción básica.
- Inferior izquierda reducción ácida.

De esta forma este diagrama se visualiza las especies de azufre termodinámicamente estables en un sistema acuoso. Es decir, el ion sulfato es la especie estable en condiciones oxidantes en la mayoría de los valores de pH, excepto en soluciones fuertemente ácidas, donde el ion bisulfato es estable ( $\text{pH} < 2$ ). En condiciones reductoras, predominan diversas especies de sulfuros  $H_2S$ ,  $HS^-$  y  $S^{2-}$  y azufre elemental que es estable en condiciones de oxidación y condiciones de reducción ligeras a valores de pH inferiores a 8.

Gupta y Muckherjee (1990) señalan que en la recuperación de valores de metales en sulfuros complejos, se aprovecha el hecho de que en la solución de cloruro el cobre en estado cuproso se estabiliza en la solución debido a la formación de iones de cloro – cuproso. En esta condición, el ion cuproso se puede utilizar como un agente oxidante.

Tomando como referencia el diagrama de potencial – pH del sistema  $S - H$  en soluciones ácidas el potencial de oxidación de la pareja cúprico – cuproso se encuentra en la región de la estabilidad de azufre elemental. Por lo tanto, si los sulfuros metálicos se oxidan con una solución que contiene cloruro cúprico, el sulfuro debe oxidarse a azufre elemental que es insoluble en los residuos de la lixiviación. De esta manera se pueden tratar sulfuros complejos de esfalerita, galena, calcopirita y pirita, mediante la reacción con una solución de cloruro cúprico caliente para llevar a la disolución de los sulfuros excepto de la pirita, siendo el cloruro cuproso un agente reductor y evaluando la rentabilidad económica del proceso.

**Electroquímica.** Las reacciones químicas son procesos irreversibles que tienen lugar espontáneamente en una dirección específica hasta alcanzar el equilibrio termodinámico. Para reacciones que implican la transferencia de electrones, como:



La energía libre de la reacción se relaciona con la transferencia de electrones. La transferencia de electrones, está vinculada a un potencial electroquímico. El potencial es equivalente a la energía por unidad de carga transferida ( $V = J/C$ ). La reacción entre la energía libre y el potencial electroquímico "E" es:

$$\Delta G_r = -nN_A eE = -nFE \quad (5.1)$$

$$\Delta G_r^\circ = -nFE^\circ \quad (5.2)$$

Donde:

$E$ : Potencial eléctrico o voltaje.

$E^\circ$ : Potencial estándar o voltaje.

$n$ : Número de electrones transferidos por mol de reacción.

$N_A$ : Número de Avogadro,  $6.022 \times 10^{23}$  átomos o moléculas/mol.

$e$ : Carga por electrón  $1.602 \times 10^{-19}$  C/electrón.

$F$ : Constante de Faraday 96,486 C/mol de electrones.

La energía libre puede convertirse en potencial electroquímico para reacciones que implican la transferencia de electrones. Mediante la expresión:

$$\frac{\Delta G_r}{-nF} = \frac{\Delta G_r^\circ}{-nF} + \frac{RT}{-nF} \ln Q \quad (5.3)$$

Sustituyendo la relación entre el potencial y la energía libre:

$$E = E^\circ - \frac{RT}{nF} \ln Q \quad (5.4)$$

Esta expresión se conoce como la ecuación de Nernst.



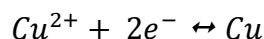
La ecuación de Nernst puede reescribirse para una reacción con iones férricos y ferrosos como:

$$E = E^\circ - \frac{2.303RT}{F} \log\left[\frac{a_{Fe^{2+}}}{a_{Fe^{3+}}}\right] \quad (5.5)$$

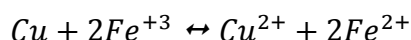
De esta manera a medida que aumenta la concentración del producto, el potencial de solución disminuye. Por otro lado, si la concentración del reactivo aumenta el potencial aumenta.

En una reacción de reducción, la especie oxidada es el reactivo y la especie reducida son el producto. Es así que el potencial resultante corresponde a los voltajes medidos. Si las reacciones se escriben anódicamente, los voltajes calculados son los opuestos a los voltajes medidos. En una reacción catódica se tienen electrones en el lado izquierdo de la ecuación.

La energía libre estándar de la reacción ( $Fe^{3+}/Fe^{2+}$ ) es -74.32 kJ/mol, sustituyendo en la expresión 5.5 se tiene un potencial estándar de 0.770 V (Apéndice D –II). Esta reacción se conoce como reacción de media celda. Para esta reacción ocurra, debe existir una reacción complementaria esta reacción proporciona los electrones para completar la reacción. En algunos casos, la reacción complementaria recibe los electrones. Para este ejemplo consideremos la reacción complementaria:



Que tiene una energía libre estándar de -62,520 J/mol. Las dos reacciones se pueden reescribir como:



La dirección de la reacción puede determinarse a partir de la energía libre, de acuerdo con la energía libre estándar. La energía libre de la reacción cobre/hierro es:

$$\Delta G_r^\circ = 2(\Delta G_{r1}^\circ) - \Delta G_{r2}^\circ = 2(-74,320) - (-65,520) = -83,120 J/mol$$

La energía libre negativa en la reacción indica que procede como está escrita. La energía libre real dependerá de las actividades de cada especie. Se puede realizar un análisis simple de las reacciones utilizando potenciales electroquímicos. El potencial electroquímico proporciona una comparación sencilla de la tendencia de la reacción. Los potenciales electroquímicos son simplemente energías libres normalizadas por carga. Para el ejemplo anterior, los potenciales de las reacciones del hierro y cobre son:

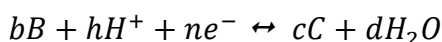
$$E_{Fe}^\circ = 0.770 V$$

$$E_{Cu}^\circ = 0.339 V$$

Estos potenciales indican que la reacción de la media celda de hierro tiene más probabilidad de proceder catódicamente que la reacción de cobre. Los potenciales más altos indican mayores tendencias para proceder catódicamente, es decir la reacción con mayor potencial procederá. En consecuencia, la reacción de menor potencial avanzará de manera opuesta.

Las reacciones de media celda con potenciales más altos tienen más energía disponible por electrón. Por lo tanto, las reacciones con mayor potencia conducen a las reacciones de menor potencial a la dirección opuesta. De esta forma el oro siempre se encuentra en un estado elemental, esto se debe al alto potencial de la media celda para la reducción del oro.

En contraste, el hierro elemental tiende a oxidarse por su bajo potencial de media celda. Para reacciones hidrometalúrgicas más complejas que implican transferencia de electrones de manera general se tiene:



La expresión de potencial electroquímicos correspondiente es:

$$E = E^\circ - \frac{2.303 RT}{nF} \log \left[ \frac{a_C^c a_C^d}{a_B^b a_{H^+}^h} \right] \quad (5.6)$$

Después de asumir la actividad unitaria del agua y sustituir el pH por  $-\log H^+$  se convierte en:

$$E = E^\circ + \frac{2.303RT}{nF} (b \log \gamma_B[B] - hpH - c \log \gamma_C[C]) \quad (5.7)$$

Esta expresión es útil entre el potencial de solución, las concentraciones de especies y el pH para una reacción hidrometalúrgica general.

### 5.1.1 CONSTRUCCIÓN DE DIAGRAMAS E – pH

Siempre que los datos termodinámicos básicos estén disponibles se puede construir un diagrama de potencial – pH para un sistema de interés. Un sistema cerrado consta de varias sustancias que pueden reaccionar de acuerdo con la reacción general:



A una presión y temperatura constantes, la reacción se lleva a cabo espontáneamente en la dirección indicada por la flecha si el sistema no realiza ningún trabajo, es decir si la energía de Gibbs del sistema disminuye ( $\Delta G < 0$ ).

Si "a" moles de la sustancia A, "b" moles de sustancia B interactúan como resultado de la formación de moles de la sustancia P y R. El cambio de energía libre del sistema es:

$$\Delta G = p\mu_P + r\mu_R + \dots - a\mu_A - b\mu_B - \dots \quad (5.8)$$

Donde:

$\mu$ : Indica los potenciales químicos de las sustancias individualmente.

Si todas las sustancias que reaccionan se encuentran en estado estándar, el cambio de la energía de Gibbs ( $\Delta G^\circ$ ) se expresa:

$$\Delta G^\circ = p\mu_P^\circ + r\mu_R^\circ + \dots - a\mu_A^\circ - b\mu_B^\circ \dots \quad (5.9)$$

La diferencia de las expresiones anteriores es:

$$\Delta G - \Delta G^\circ = p(\mu_P - \mu_P^\circ) + r(\mu_R - \mu_R^\circ) + \dots - a(\mu_A - \mu_A^\circ) - b(\mu_B - \mu_B^\circ) \dots \quad (5.10)$$

Donde:

$$\Delta G - \Delta G^\circ = RT \ln \left[ \frac{a_P^p a_R^r}{a_A^a a_B^b} \right] \quad (5.11)$$

Los valores entre corchetes indica la actividad en equilibrio de los componentes que reaccionan. Para un sistema que alcanza el equilibrio  $\Delta G = 0$ .

Por lo tanto, el cambio estándar de la energía de Gibbs está dado por:

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (5.12)$$

Donde:

$$K = \frac{a_P^p a_R^r}{a_A^a a_B^b} \quad (5.13)$$

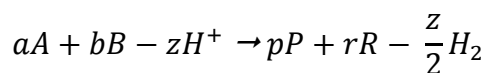
El cambio estándar de la energía de Gibbs se considera como una medida numérica de la afinidad química de las sustancias que reaccionan. Al comparar las posibles reacciones en un sistema en mismas condiciones, la reacción cuyo valor  $\Delta G$  es negativo termodinámicamente es más probable de llevarse a cabo. El diagrama de potencial - pH se define para examinar el equilibrio heterogéneo de las sustancias considerada en el medio acuoso. Las coordenadas E y pH resultan de los datos disponibles.

Havlík (2008) señala que el diagrama de potencial – pH indica el equilibrio termodinámico en el sistema  $M - H_2O$  en condiciones estándares donde M es el metal de estudio. Estos diagramas se utilizan para procesos de hidrólisis o corrosión de metales en medios acuosos. Sin embargo, los diagramas trazados solo proporcionan un pequeño contenido de información si se utilizan para examinar las condiciones en procesos hidrometalúrgicos, como la lixiviación o precipitación. Esto se debe a que estos procesos se caracterizan por la interacción de varios componentes del sistema heterogéneo como el material lixiviado y las características del lixiviante.

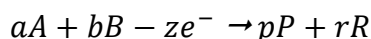
Para la construcción y cálculo de un diagrama  $E - pH$ , es necesario formular todas las reacciones químicas teóricas posibles del sistema  $M - H_2O$  potencialmente presentes en el sistema. Se tienen tres tipos de reacciones generales en el sistema, en primer lugar las reacciones no redox que tienen lugar con la participación de iones de hidrógeno, que se representan gráficamente en el diagrama por líneas verticales a un pH constante. La relación entre el cambio de energía de Gibbs y la constante de equilibrio está dada por:

$$\ln K = \frac{\Delta G_T^\circ}{RT} \quad (5.14)$$

El segundo tipo de reacciones son las reacciones que producen un intercambio de electrones llamadas reacciones redox y los iones de hidrógeno que participan en la reacción. En general, esta reacción puede escribirse en forma de una celda total como:



La reacción de una media celda es:

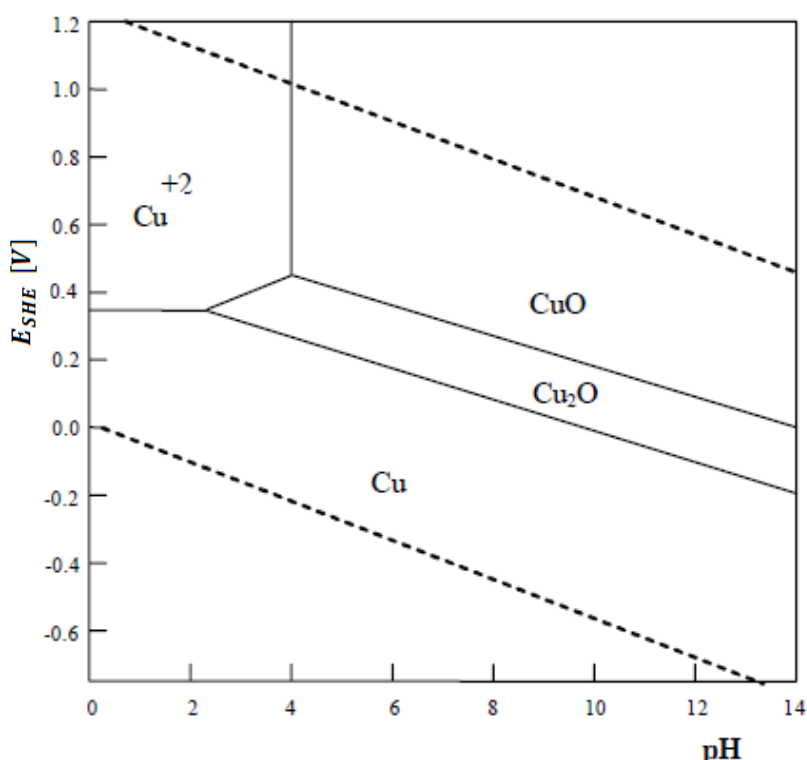


Donde el potencial de la media celda se calcula con la Ecuación de Nernst que relaciona el potencial de celda y el potencial estándar con las actividades de las especies eléctricamente activas. Al calcular los potenciales, el valor pH se sustituye por los logaritmos de los iones de hidrógeno en el segundo miembro de la ecuación. Como dicha reacción depende del  $pH$  como  $E$ , tendera a formar líneas diagonales con un ángulo de inclinación determinado por el número de moles que participan en la reacción.

El tercer tipo de reacción está representado por líneas horizontales que corresponden a reacciones con el intercambio de electrones es decir oxidación y reducción, pero sin la participación de iones hidrógeno. Este tipo de reacciones, son independiente del pH y solo tienen lugar a un valor específico del potencial.

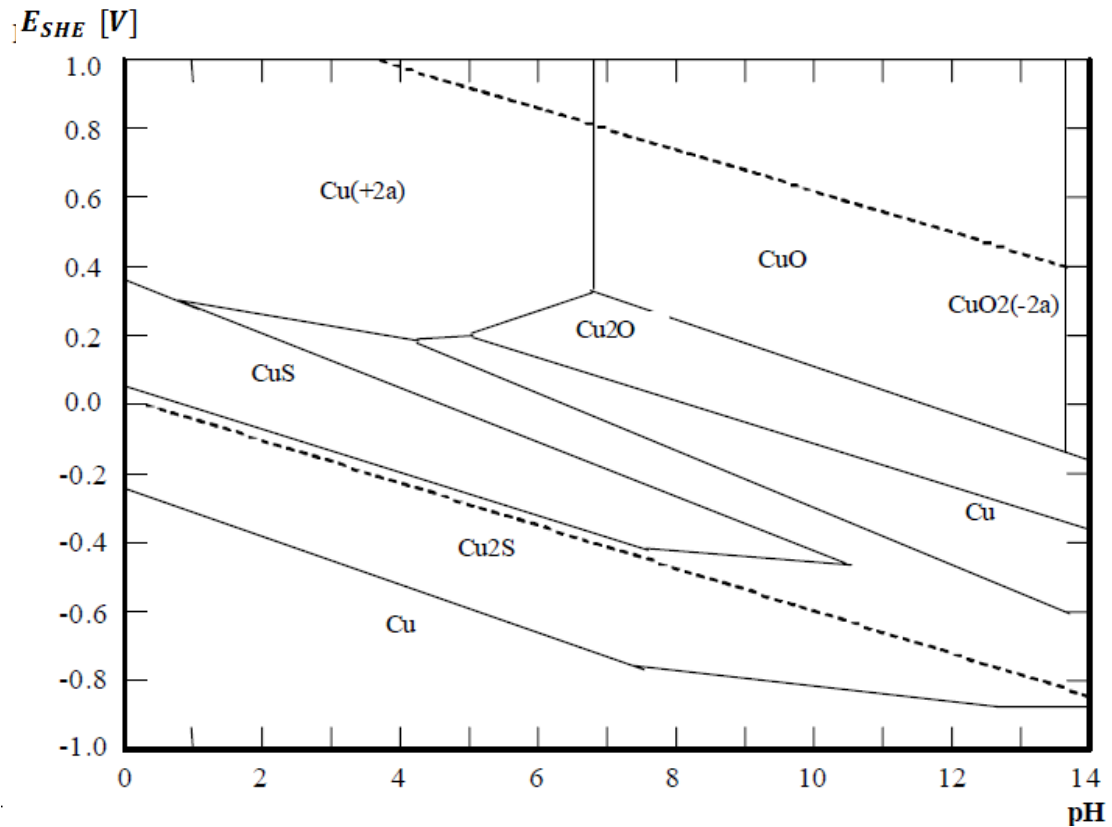
Cada línea representa el equilibrio entre dos áreas de estabilidad en el sistema, se obtiene en la ecuación para cualquier valor de pH seguido de calcular el valor de potencial y se conectan ambos puntos de la línea para formar la línea de interfase. Cuando las reacciones tienen lugar en un pH o potencial constante el cálculo usado se da con la expresión apropiada.

Las líneas resultantes son líneas rectas y se encuentran en todo el rango de pH o potencial. Su validez está limitada por el punto de intersección con otra línea de equilibrio que restringe el área de estabilidad de otra sustancia en el sistema. El diagrama  $E - pH$  del sistema investigado no puede calcularse si algunos datos termodinámicos no están disponibles. En la Figura 5.2 se muestra el diagrama  $E - pH$  para el sistema en equilibrio de  $Cu - H_2O$ .



**Figura 5.2** Diagrama  $E - pH$  para el sistema  $Cu - H_2O$  a  $25^\circ C$  y  $0.1MPa$  para concentración  $1 M$  de  $Cu$ . Adaptado de Havlík (2008).

En la Figura 5.3 se muestra el diagrama  $E - pH$  para el sistema  $Cu - S - H_2O$ , donde generalmente se considera la existencia de las fases  $Cu_2S$  y  $CuS$  en condiciones estándares, el sistema contiene varias fases estables.

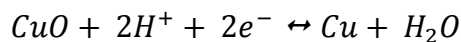
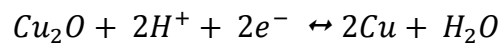
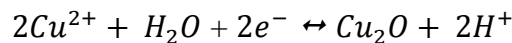
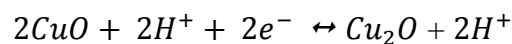
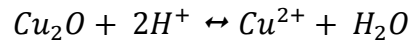
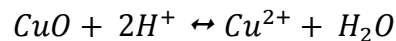
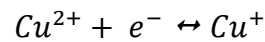
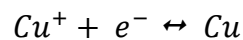


**Figura 5.3** Diagrama E -pH para el sistema  $Cu - S - H_2O$  a  $25^\circ C$  y  $0.1MPa$  con una actividad de  $10^{-1} M$  de  $Cu$ . Adaptado de Havlík (2008).

### Ejemplo 5.1

Realice el diagrama de estabilidad para las especies en un sistema  $Cu - H_2O$  (solo de las especies estables).

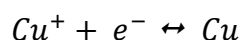
1. Se escriben los equilibrios químicos posibles para cada especie:



2. Se calcula la energía libre para las reacciones con los datos de la energía libre del [Apéndice D - III](#).

$$\Delta G^{\circ} = \sum \Delta G_{\text{productos}} - \sum \Delta G_{\text{reactivos}}$$

Para la primera reacción:



$$\Delta G_r^{\circ} = \Delta G_{\text{Cu}}^{\circ} - \Delta G_{\text{Cu}^{+}}^{\circ}$$

$$\Delta G_{\text{Cu}}^{\circ} = 0$$

$$\Delta G_{\text{Cu}^{+}}^{\circ} = 49.98 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = 0 - 49.98 = -49.98 \text{ kJ/mol}$$

De igual manera se realiza para las demás especies, los resultados son:

$$\Delta G_r^{\circ} = 50.16 - [65.52] = -15.36 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = 65.52 - 237.14 - [-129.56] = -42.06 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = 2[49.98] - 237.14 - [-146.03] = 8.85 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = -146.03 - 237.14 - 2(-129.56) = -124.05 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = -146.03 - [2(65.52) - 237.14] = -39.93 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = -237.14 - [-146.03] = -91.11 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_r^{\circ} = -237.14 - [-129.56] = -107.58 \text{ kJ/mol}$$

3. Ahora se calcula el potencial para cada reacción.

Para la primera reacción, se tiene:

$$E = E^{\circ} - \frac{2.303RT}{nF} \log \left[ \frac{a_{\text{Cu}}}{a_{\text{Cu}^{+}}} \right]$$

El valor de  $E^{\circ}$  puede calcularse a partir de la energía libre o mediante los valores mostrados en el [Apéndice D - II](#). Para esta reacción  $E^{\circ}$  es 0.520 V. El uso de este valor junto con algunas sustituciones y reordenando se tiene:

$$E = 0.520 + \frac{2.303 RT}{F} [\log(a_{\text{Cu}^{+}})]$$

Diferentes actividades conducen a diferentes diagramas, para este ejemplo la actividad de  $\text{Cu}^{+}$  tiene un valor de  $1 \times 10^{-5}$ . Utilizando este valor, la línea de equilibrio para la primera reacción:

$$E = 0.224 \text{ V}$$

Para la segunda reacción, se tiene:

$$E = 0.153 + \frac{2.303RT}{F} \left[ \log \frac{a_{Cu^{2+}}}{a_{Cu^+}} \right]$$

Sustituyendo  $a_{Cu^{2+}} = 1 \times 10^{-3}$  se tiene:

$$E = 0.271 \text{ V}$$

Para la tercera reacción no es una reacción de media celda. Por lo tanto, no se emplea la ecuación de Nernst. Por lo tanto, la ecuación de energía libre es:

$$\Delta G_r^\circ = -2.3030 RT \log \left[ \frac{a_{H_2O} a_{Cu^{2+}}}{a_{CuO} a_{H^+}} \right]$$

Entonces:

$$\frac{\Delta G_r^\circ}{2.303RT} = \frac{-42,060}{2.303(8.314)(298)} = -\log(a_{Cu^{2+}}) - 2pH$$

Para la actividad del ion cúprico ( $a_{Cu^{2+}} = 1 \times 10^{-3}$ ), la energía libre de la reacción es:

$$pH = 5.19$$

Para la cuarta reacción la expresión de la línea de equilibrio es:

$$\frac{\Delta G_r^\circ}{2.303RT} = \frac{8,850}{2.303(8.314)(298)} = -2\log(a_{Cu^+}) - 2pH$$

Sustituyendo  $a_{Cu^+} = 1 \times 10^{-5}$  se tiene:

$$pH = 4.22$$

Para la quinta reacción se tiene:

$$E = E^\circ - \frac{2.303RT}{nF} \log \left[ \frac{a_{Cu_2O} a_{H_2O}}{a_{CuO} a_{H^+}} \right]$$

$$E^\circ = \frac{-\Delta G_r^\circ}{nF} = \frac{-(-124,050 \text{ J/mol})}{2(96,485 \text{ J/(Cmol)})(\text{J/CV})} = 0.643 \text{ V}$$

$$E = E^\circ - \frac{2.303RT}{nF} \log \left[ \frac{(1)(1)}{(1)^2 a_{H^+}^2} \right] = E^\circ + \frac{(2)2.303(8.314)(298)}{2(96,485)} \log(a_{H^+})$$

Por lo tanto:

$$E = 0.643 - 0.0591 \text{ pH}$$

Para la sexta reacción se tiene la siguiente ecuación de Nernst como:

$$E = E^\circ - \frac{2.303RT}{nF} \log \left[ \frac{a_{Cu_2O} a_{H^+}^2}{a_{Cu^{2+}}^2 + a_{H_2O}} \right]$$

$$E^\circ = \frac{-\Delta G_r^\circ}{nF} = \frac{-(-39,930 \text{ J/mol})}{2(96,485 \text{ J/(Cmol)})(\text{J/CV})} = 0.207 \text{ V}$$

Sustituyendo:

$$E = 0.0296 + 0.0591 pH$$

Para la séptima reacción se sigue el mismo procedimiento se tiene:

$$E = 0.472 - 0.0591 pH$$

Para la octava reacción se tiene:

$$E = 0.558 - 0.0591 pH$$

4. Ahora se deben de trazar las líneas para cada reacción en un gráfico de  $E - pH$  de acuerdo con los resultados anteriormente obtenidos, considerando que los valores de las especies son estables.

Se debe determinar las especies a cada lado de línea. En este paso es importante decidir las especies que corresponden a cada lado de las líneas de equilibrio. Luego, analizar ¿Qué es lo que sucede si aumenta el pH? Bajo cada condición es importante analizar que producto o reactivos se beneficia, si aumenta la concentración de los iones que producto o reactivo se favorecerá y si el potencial de la solución aumenta la especie oxidada se vuelven más dominantes.

Free (2013) propone los siguientes consejos para determinar las regiones de estabilidad:

1. Solo una combinación de fases satisface al menos una parte de las líneas de equilibrio.
2. Si las líneas se intersectan, al menos una porción de cada línea de intersección debe borrarse antes o después de la intersección.
3. Para realizar la asignación de regiones y borrar segmentos, se debe realizar un análisis de cada especie y la región en la que se encuentran y decidir si prevalecen.
4. Es importante considerar que los iones metálicos no complejos tienden a ser estables en un pH ácido con estados de oxidación y potenciales bajos y actividades iónicas bajas.
5. Los precipitados de hidróxido tienden a encontrarse a valores de pH altos con una línea vertical que los separa de cada complejo de hidróxido del metal no ionizado.
6. Las especies con un alto estado de oxidación generalmente se encuentra en la parte superior de los diagramas  $E - pH$ .
7. Al eliminar los segmentos de línea, es útil tener en cuenta que los segmentos de línea con reacciones que involucran, los hidróxido ( $M^{2+} + OH^- \leftrightarrow M(OH)^+$ ) tienden a aparecer en valores de pH más bajos que aquellos que involucran más hidróxido ( $M^{2+} + 2OH^- \leftrightarrow M(OH)_2$ ) se encuentran a valores altos de pH.
8. Cuando el diagrama esté terminado, se debe asegurar que las líneas representan los equilibrios entre las especies. Para este caso el sistema  $Cu - H_2O$  el diagrama se muestra en la Figura 5.4.



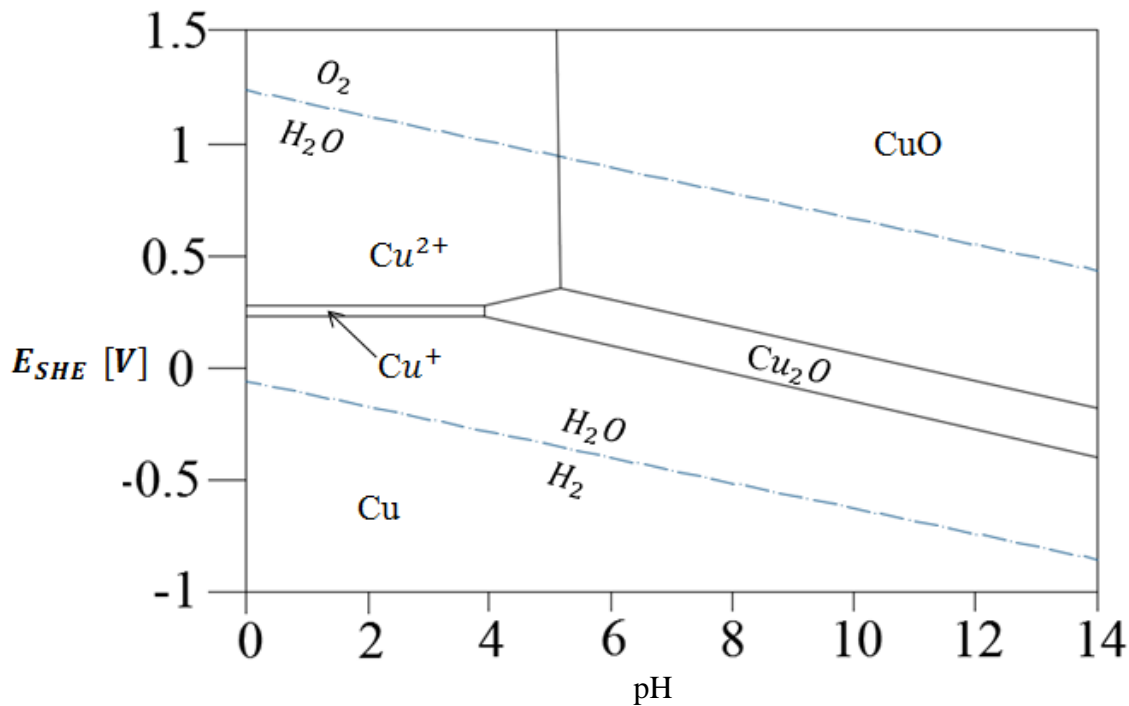


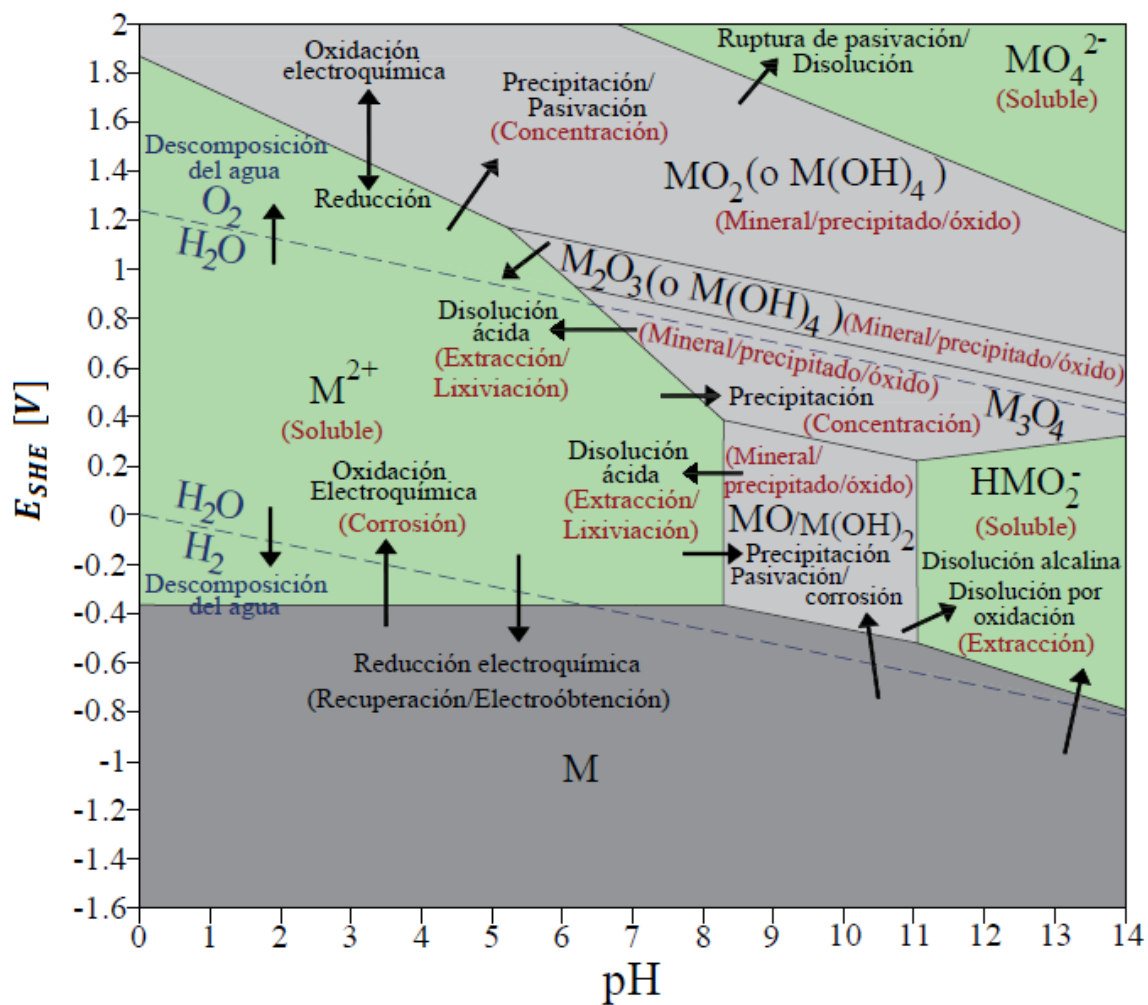
Figura 5.4 Diagrama E -pH del Ejemplo 6.1 con actividades de iones cúpricos  $10^{-3}M$  y iones cuprosos  $10^{-5}M$ .

En los diagramas de  $E - pH$  se tiene muchas transiciones de una especie a otra a medida que cambia el pH y potencial. Es importante tener en cuenta las siguientes conclusiones:

- Los aumentos de potencial llevan a especies más oxidadas.
- La transición a un pH alto conduce a especies ricas en oxígeno.
- Los óxidos metálicos pueden convertirse en especies solubles a niveles de pH ácidos y alcalinos.
- Los metales pueden convertirse en óxidos metálicos al aumentar el potencial o en algunas condiciones, cambiando el pH.
- El aumento de los potenciales a niveles de pH intermedios convierte a la mayoría de los metales en óxidos o hidróxidos que no son solubles.

En general los diagramas de  $E - pH$  se pueden utilizar para determinar los niveles de pH necesarios para eliminar metales de la solución o para separar un óxido de otro en función de la tendencia de la disolución. Por lo tanto, son bastante útiles para extraer metales de una solución o purificar soluciones mediante procesos hidrometalúrgicos.

En la Figura 5.5 se muestra un diagrama general con diversas especies que muestran las transiciones que pueden ocurrir al cambiar las condiciones del sistema. Este diagrama muestra las zonas bajas las cuales determinada especie es soluble y en las cuales se puede llevar determinado proceso como la extracción por lixiviación, corrosión del metal y precipitación.

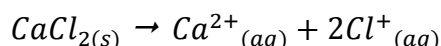


**Figura 5.5** Diagrama E -pH para un metal hipotético que muestra las especies en un sistema. Adaptado de Free (2013).

### 5.1.2 REACCIONES DE DISOLUCIÓN

Gupta y Mukherjee (1990) indican que las reacciones de disolución pueden clasificarse en términos generales como físicos, químicos, electroquímicos y electrolíticos.

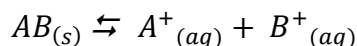
**Procesos de hidratación.** En este caso, un sólido se lixivia en una fase acuosa porque los iones se separan por la atracción más fuerte a las moléculas de agua. El ejemplo más simple es la disolución del cloruro de calcio en agua:



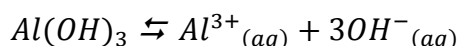
Generalmente las sales covalentes no son solubles, mientras que las sales iónicas son solubles. La mayoría de los haluros, nitratos y sulfatos son solubles en agua. Los sulfuros, óxidos, silicatos y fosfatos no son solubles con solo agua (una excepción son los compuestos alcalinos).

La disolución de una sal en el agua es la consecuencia de dos procesos: (1) el trabajo realizado en contra de las fuerzas electrostáticas que unen los iones en el cristal y (2) la formación de iones hidratados. Los iones se unen con las moléculas de agua para formar iones hidratados. Este es un proceso exotérmico, esta energía es llamada energía de solvatación y es la suma de las energías de hidratación del anión y catión. La hidratación de iones muy polares como las sales de metales alcalinos y halógenos es muy elevada siendo totalmente higroscópicos.

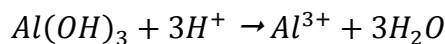
**Procesos químicos.** Para este caso, el sólido generalmente tiene un enlace covalente que es insoluble en agua pero es soluble en presencia de ciertos iones en solución. Cuando los sólidos A – B están en contacto con agua se establece el siguiente equilibrio:



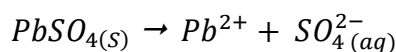
La constante de equilibrio se altera cuando la concentración de cualquiera de los iones  $A^{+}$  o  $B^{-}$  disminuye, lo que hace que se disuelva un sólido como el caso de los óxidos en un medio ácido. La disminución de cualquiera de estos iones puede ser el resultado de una reacción de neutralización o la formación de un complejo. Por ejemplo,  $Al(OH)_3$  tiene una baja solubilidad en agua:



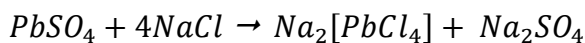
En la presencia de un ácido, los iones  $OH^{-}$  se neutralizan esto lleva al equilibrio del lado derecho de la reacción llevando a cabo una solución del hidróxido:



El hidróxido de aluminio también puede comportarse como un ácido en cuyo caso será necesaria la presencia de álcali para neutralizar los iones  $H^{+}$  para desplazar el equilibrio hacia la derecha para que disuelva más hidróxido. Respecto a la formación de complejos, la disolución de sulfato de plomo es un ejemplo. El sulfato de plomo tiene poca solubilidad en agua:



La presencia de iones cloruro en medio acuoso permiten la formación de cloroplumbato, que conduce a una disminución de la concentración de ion  $Pb^{2+}$ . El equilibrio de  $Pb^{2+}$  en contacto con la fase sólida  $PbSO_4$  la reacción general es:

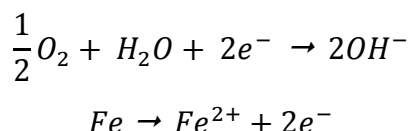


Este proceso de disolución química comprende: (1) un proceso físico en el que se establece un equilibrio entre la fase sólida y acuosa y (2) una reacción química homogénea entre los iones que del sólido y el reactivo presente en la fase acuosa. El sólido en contacto con el agua forma una solución saturada en la superficie. Cuando un reactivo elegido para atacar se incorpora al agua para formar una capa neutra o complejos en la superficie del sólido. Esto favorece que los iones abandonen su sitio en la red cristalina que implica su disolución.

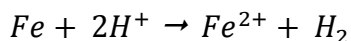
**Procesos electroquímicos.** Estos procesos difieren de los procesos de hidratación y químicos en varias formas:

1. El sólido es un conductor (un metal) o tiene enlaces covalentes que tienen propiedades semiconductoras.
2. Existe una transferencia de electrones de la fase sólida en un proceso que involucra una pareja redox.
3. El sólido se solubiliza en ciertos puntos mientras se realiza la transferencia de electrones.
4. Las reacciones de oxidación y reducción se proceden simultáneamente.

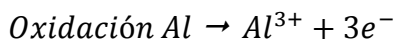
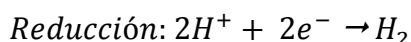
Los procesos electroquímicos llevan a la disolución de óxidos y sulfuros semiconductores. Algunos ejemplos son la disolución de hierro en agua oxigenada y en agua con un pH ácido. En el caso de la disolución de hierro en agua oxigenada, el oxígeno reduce en ciertas regiones catódicas localizadas en el hierro mientras el hierro pasa a solución en otras regiones anódicas:



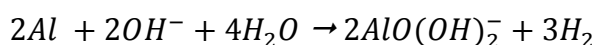
La disolución de hierro en agua con un pH ácido, los iones  $H^+$  recogen electrones en ciertas regiones y el hierro ingresa a la solución en otra región. La reacción general es:



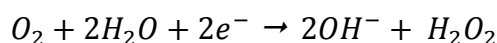
La disolución de aluminio en hidróxido de sodio tiene lugar de acuerdo con las siguientes reacciones redox:



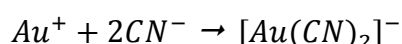
La reacción general es:



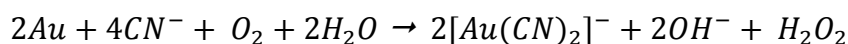
En otros casos, la disolución de un metal se acompaña de una acción donde el catión liberado de la fase sólida se mantiene en solución mediante un agente complejante. En la disolución de oro en una solución de cianuro proporciona un buen ejemplo de complejación y proporciona la base para extraer oro de una matriz mineral. En este caso, el  $O_2$  se absorbe en la superficie de oro y se reduce de acuerdo con la siguiente reacción:



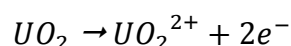
En una zona anódica, el oro se oxida a iones  $Au^+$  que se complejan inmediatamente por el ion cianuro:



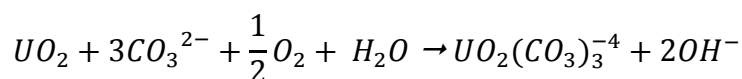
La reacción general es:



El óxido de uranio es un ejemplo de un óxido semiconductor. Su disolución en un medio ácido o alcalino es utilizada en la industria. El proceso de disolución ácida implica la lixiviación en ácido sulfúrico diluido en presencia de oxígeno. Electroquímicamente representa, la reacción anódica:



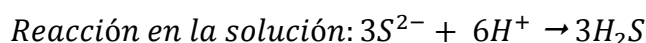
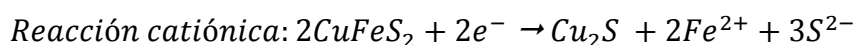
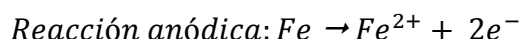
La reacción catódica produce iones, y los iones hidroxilo son neutralizados por el ácido y se evita la precipitación de hidróxido de uranio. En un medio alcalino para lixiviar el óxido de uranio se emplea una solución de carbonato de sodio. La reacción de disolución es:



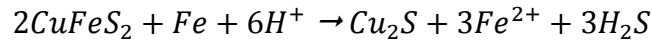
La lixiviación con carbonato de sodio es particularmente atractiva en el tratamiento de minerales con un alto contenido de ganga que consumen ácido porque no son atacadas por la solución de carbonato. Como resultado se tiene una mayor selectividad en la lixiviación alcalina que los producidos por la lixiviación ácida.

En el caso de sulfuros semiconductores, el sulfuro de zinc es un semiconductor y se puede lixiviar como un sulfato de zinc en agua oxigenada. Los minerales de sulfuro están dispuestos a una conductividad eléctrica de tal manera que pueden estar sujetos a corrosión y pares galvánicos, lo cual permite su disolución selectiva o cambios de fase. Un metal en contacto con un mineral de sulfuro promueve la formación de una celda galvánica.

La calcopirita es estable en ácido nítrico, pero cuando se agrega una pequeña cantidad de polvo de hierro se produce casi inmediatamente  $H_2S$ . La calcopirita es atacada dejando atrás una fase rica en sulfuro de cobre y el hierro se disuelve de acuerdo a las siguientes reacciones:



La reacción general del proceso es:

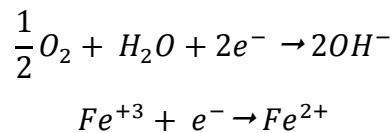


Dos sulfuros de diferente potencial de electrodo pueden formar un mecanismo galvánico, el sulfuro de mayor potencial de electrodo actúa como un cátodo mientras que el otro actúa como un ánodo en el sistema.

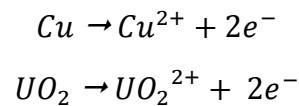
Por ejemplo, el  $FeS_2$  acelera la disolución de  $ZnS$  en un medio ácido. Un mineral complejo que contiene galena, esfalerita y calcopirita puede someterse a una lixiviación con cloruro férrico para disolver la galena selectivamente. La disolución de galena deja partículas de  $ZnS - CuFeS_2$  para la siguiente etapa de lixiviación, donde la calcopirita pasa de  $CuFeS_2$  a  $Cu_2S$  mediante reacciones catódicas y anódicas en condiciones de alta presión en presencia del ion cúprico. En presencia de exceso de calcopirita puede convertirse en  $Cu_2S$  con la liberación de zinc en la solución. De esta manera dependiendo de las especies mineralógicas en un mineral puede comportarse de manera diferente su lixiviación (Gupta y Mukherjee, 1990).

Cuando un metal o un semi conductor entran en contacto con una fase acuosa con oxígeno, el oxígeno o un agente despolarizador ( $O_2$ ,  $Fe^{3+}$ ) recibe electrones en una parte de la superficie del mineral que se denomina como zona catódica, mientras que el sólido pierde electrones en una zona anódica se lleva a cabo su disolución. La reducción catódica del oxígeno, lleva a la formación de iones  $H_2O$  o  $OH^-$ . La oxidación anódica del metal / óxido metálico/ sulfuro metálico produce iones metálicos simples o complejos. El ion liberado se hidroliza formando compuesto insoluble que bloquean la zona anódica, y la reacción cesa a menos que este un medio ácido o con la presencia de un agente complejante.

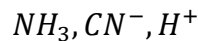
Área catódica:



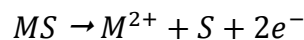
Área anódica:



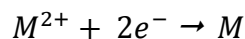
Agente complejante:



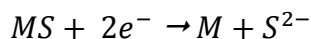
**Proceso electrolítico.** Este proceso requiere de una corriente eléctrica sobre el sólido para su disolución. Los sulfuros metálicos son semiconductores y permite que sean utilizados en estos procesos. En un sistema electrolítico se puede diseñar para dar resultado a un proceso de disolución, uno donde el sulfuro se convierte en el ánodo en un electrolito, el metal se disuelve en el ánodo y deja azufre elemental como un lodo del proceso mediante la reacción:



La reacción en el cátodo da como resultado que se deposite el metal como se indica:



Este proceso permite obtener el metal y el azufre en un solo paso pero requiere un alto voltaje para llevarse a cabo de manera eficiente. Si el sulfuro se convierte en el cátodo en un electrolito acidificado, el metal permanece en el cátodo, mientras que el ion sulfuro se libera de acuerdo con la siguiente reacción:



En un medio ácido, el ion sulfuro liberado reacciona rápidamente con  $H^+$  para formar  $H_2S$ . Esta disposición permite la recuperación del metal directamente pero el azufre se libera como  $H_2S$  gaseoso que es un agente altamente tóxico para una operación.

## 5.2 PREPARACIÓN DEL MINERAL

Pickett (1985) mencionan que el objetivo de la preparación del mineral para su alimentación al proceso hidrometalúrgico incluye cualquier proceso de pre-tratamiento antes de la lixiviación para garantizar un mayor rendimiento.

La alimentación puede ser a partir de minerales triturados o molidos, un concentrado o productos de un proceso pirometalúrgico. La preparación de mineral puede incluir la reducción de tamaño, concentración, aglomeración y un proceso pirometalúrgico como tostación, fusión y fundición.

**Reducción de tamaño.** La preparación del mineral incluye la alteración de sus propiedades físicas. Con la reducción de tamaño se obtiene la liberación de la mena para tener una mayor área de contacto con la solución lixivante. Una mayor exposición de la partícula permite una disolución del mineral eficiente. Un menor tamaño de grano permite una mayor cinética pero una alimentación fina aumenta los costos del proyecto.

**Concentración.** Los procesos de concentración se caracterizan por la separación de la ganga para obtener un producto enriquecido del mineral económico. La concentración forma parte de la preparación para un proceso hidrometalúrgico con el objetivo de reducir el tonelaje a procesar, eliminar impurezas, disminuir el consumo de reactivos, garantizar una extracción eficiente del metal y lograr una pureza alta del producto. Además de los costos asociados con una manipulación de un menor tonelaje se garantiza que el mineral a tratar contiene el elemento de interés económico. Posteriormente a la concentración se lleva a cabo la separación sólido - líquido que garantiza una disminución del peso del concentrado para reducir los costos de transporte.

**Aglomeración.** Mejora el manejo del material y optimiza el proceso químico, para cumplir con estos objetivos es importante que los aglomerados sean porosos y permeables a las soluciones lixiviantes. Bouffard (2019) señala que los beneficios de la aglomeración son:

1. Desde un punto de vista de la química de lixiviación, la aglomeración aumenta el contacto del reactivo en la superficie mineral y aumenta la recuperación. Estos beneficios surgen debido al contacto más rápido entre los minerales y reactivos, aunque también es posible que se lleven a cabo reacciones indeseables entre los minerales ganga y reactivos de manera prematura llevando a un mayor consumo de agentes lixiviantes.
2. Desde un punto de vista del apilamiento para la lixiviación, la aglomeración minimiza o evita la segregación por tamaños, además que evita la dilución por finos al generar aglomerados estables.

3. Desde la perspectiva de la hidrodinámica, la aglomeración aumenta la permeabilidad de la pila que se traduce en menos solución retenida entre las partículas y un mayor volumen de poros llenos de aire para una mayor distribución del oxígeno. También la aglomeración otorga una mayor estabilidad a la pila minimizando la acumulación de soluciones, reduciendo la posibilidad de una falla de la pila.

**Tostación.** El procesamiento consiste en tostar los minerales para convertirlos en compuestos solubles y poder llevarlos a una solución. La función principal es oxidar los sulfuros a óxidos o sulfatos llevando un compuesto soluble al proceso de lixiviación. La tostación puede considerarse como un proceso de preparación por los siguientes beneficios:

1. Volatilización de impurezas que interfieren con la química de la lixiviación.
2. Alteración de los minerales asociados para tener una mejor lixiviación.
3. Un aumento de porosidad para un mayor contacto con la superficie mineral.

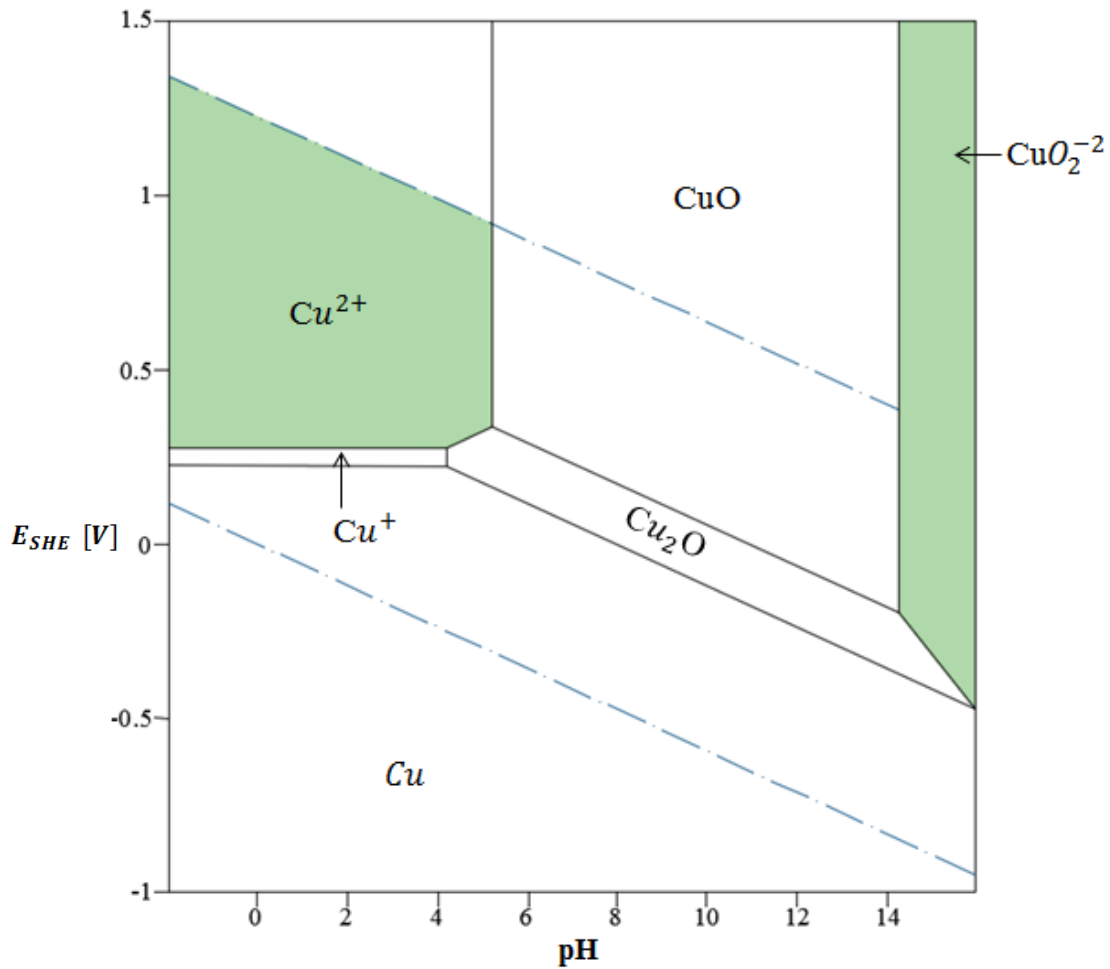
### 5.3 LIXIVIACIÓN

Free (2013) define a la lixiviación como un proceso que implica disolver el metal económico que se encuentra en un concentrado o mineral triturado con un agente lixivante. En los procesos hidrometalúrgicos después de la preparación del mineral sigue la lixiviación para disolver los componentes del mineral para obtener una solución preñada. El proceso de lixiviación se puede llevar a cabo a diferentes condiciones de temperatura y presión. El objetivo es producir iones metálicos o complejos en solución para después extraerse de manera selectiva.

Las condiciones necesarias para que se produzca la lixiviación están determinadas por la termodinámica que rodea al proceso de lixiviación. En consecuencia, los diagramas de fase a menudo se utilizan para determinar el entorno del sistema  $M - H_2O$  para llevarse a cabo la lixiviación de manera eficiente. Tomando como referencia el diagrama de Pourbaix para el cobre podemos encontrar varios compuestos. De acuerdo con la Figura 5.6, los óxidos de cobre tienen una región de estabilidad a un pH alcalino y regiones de potencial oxidantes que favorecen a la especie  $CuO_2^{-2}$ . En un pH ácido y los potenciales oxidantes favorecen a la estabilidad de cobre divalente  $Cu^{2+}$  ambas especies son solubles para llevar a cabo la lixiviación.

Como la lixiviación implica llevar una especie a una solución, este diagrama muestra las condiciones necesarias para la extracción del cobre. La extracción a través de la lixiviación es posible en regiones con especies estables y solubles, ver Figura 5.6. Es importante tener en cuenta que, si el potencial está por encima de la línea de estabilidad del agua, el agua se descompondrá para formar oxígeno gaseoso. Si el potencial está por debajo de la línea de estabilidad inferior, el agua se descompondrá en gas hidrógeno e iones hidróxido. Por lo tanto, solo algunas regiones son prácticas para llevar a cabo la extracción de iones metálicos en soluciones acuosas.





**Figura 5.6** Diagrama E -pH simplificado de las especies de cobre. Adaptado de Free (2013).

Free (2013) indica que los diagramas de fases y la termodinámica son herramientas importantes para evaluar la viabilidad de un proceso de lixiviación en un conjunto de condiciones preestablecidas. Pero es fundamental, distinguir entre lo que es posible desde un punto de vista ingenieril para su aplicación a nivel industrial.

Gupta y Mukherjee (1990) indican que los métodos de lixiviación tienen una relación directa con la naturaleza del depósito mineral. Para un proceso de lixiviación el mineral puede transportarse para su tratamiento o lixivarse in situ.

Los procesos de lixiviación permiten el procesamiento de minerales de baja ley en grandes volúmenes que de otra forma no podría beneficiarse económicamente. Los minerales de lixiviación directa son aquellos donde el producto solo es triturado, transportado y se somete de manera directa a lixiviación para obtener un producto de interés económico un ejemplo son las bauxitas, menas de oro, lateritas y menas de uranio. La tercera categoría son aquellos minerales que tiene una alta ley y para lograr un mayor beneficio económico son concentrados antes de someterse a la lixiviación (Dominic, 2001).

**Lixiviación in situ (ISL).** Este método consiste en la aplicación de soluciones directamente sobre el depósito mineral, sin la necesidad de operaciones para la extracción de minerales recibiendo el nombre de minería de soluciones. Se fractura el mineral con explosivos o fracturación hidráulica (hidrofracking) para mejorar la permeabilidad del depósito para que el reactivo penetre, después se efectúa la lixiviación mediante una circulación alterna e intermitente de aire, seguido de agua y de la solución lixivante a través de pozos inyectoros.

La solución preñada se puede drenar por gravedad con la construcción de un sistema de drenaje de túneles en el bajo del cuerpo mineralizado, este sistema ha sido aplicado en cuerpos minerales agotados. En otros casos la solución preñada se bombea a la superficie y se procesa para la recuperación del metal. La eficiencia del proceso es difícil de evaluar porque depende del tonelaje y contenido que presenta el cuerpo mineral.

La lixiviación in situ se puede realizar de forma segura si el nivel freático y la geología son adecuados para evitar filtraciones. En algunos casos, el nivel freático puede reducirse mediante un sistema de bombeo para prevenir la filtración de la zona de lixiviación in situ y acuíferos subyacentes. La lixiviación in situ reduce los costos de excavación y extracción. Para depósitos profundos de baja ley la lixiviación in situ puede ser el único método viable para el aprovechamiento de este recurso. Debido a la incertidumbre con respecto al control de la solución lixivante en el cuerpo mineral y el nivel freático, este método no se practica a gran escala (Free, 2013).

Gupta y Mukherjee (1990) y Dominic (2001) mencionan que la lixiviación in situ se ha clasificado en dos grupos, según la ubicación del mineral respecto del nivel freático:

1. Lixiviación in situ gravitacional. Depósitos ubicados debajo del nivel freático pero accesible mediante obras mineras. Las soluciones deben moverse por gravedad, se requieren obras de accesos en los niveles inferiores para recolectar la solución preñada que se acumula por gravedad.
2. Lixiviación in-situ forzada. En depósitos ubicados por debajo del nivel freático y demasiado profundos para su extracción por obras mineras. Para su operación se inyectan solución lixivante a través de pozos y al mismo tiempo se recupera la solución preñada en la superficie mediante un sistema de bombeo desde otro pozo de recuperación desarrollando un sistema de bombeo continuo.

Este método de lixiviación tiene varias ventajas en relación con los métodos de minería convencional, esto incluye menores costos de capital y operativos, menor consumo de energía y mínima generación de desechos. Sin embargo, debido al contacto limitado con los minerales en el flujo en el subsuelo las recuperaciones suelen ser bajas en comparación con operaciones donde se extrae el mineral. La lixiviación in situ son operaciones que deben ser controladas para evitar la contaminación de aguas subterráneas.

Sinclair (2015) señala que el ISL se utiliza ampliamente en la industria del uranio porque permite la explotación económica de recursos de menor ley y se tiene una menor exposición del personal a radiación. Su aplicación en depósitos de cobre y oro se ha limitado a proyectos pilotos por los problemas ambientales relacionados con el bombeo de cianuro para la recuperación de oro y ácido sulfúrico para el cobre. Los costos de remediación ante la posibilidad de contaminación son un obstáculo para que sea aplicado en proyectos por la percepción pública que puede generar una operación de esta índole.

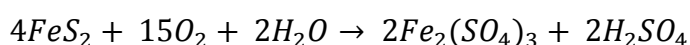
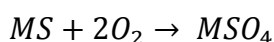
La recuperación de uranio por métodos de ISL se aplica a cuerpos minerales de poca profundidad a moderada en areniscas saturadas y permeables como roca encajonante, se emplea ácido sulfúrico o bicarbonato de sodio como lixivante dependiendo del contenido de carbonatos en la roca. Las profundidades típicas de operación varían desde 30 metros hasta 300 metros. Las formaciones saturadas son necesarias para garantizar la contención de las soluciones lixiviantes (Pool, 2000).

Hiskey et al. (2019) señalan que hasta el año 2016 el 48 % del uranio mundial fue producido por operaciones de ISL en Kazajstán, Uzbekistán, Estados Unidos, Australia, China y Rusia.

**Lixiviación en botaderos.** Este método se caracteriza por lixiviar minerales de muy baja ley, el mineral se tritura a un  $P_{80}$  de 12 hasta 3 mm para ser transportados en camiones o bandas transportadoras a un sitio impermeable y se deposita para formar un cono truncado. Estos botaderos se forman cerca del sitio de la mina utilizando formaciones naturales del terreno. A menudo se llenan laderas para facilitar el drenaje (Pyper et al., 2019).

La solución lixivante se rocía en la parte superior del montón, luego gotea a través del cuerpo mineral y se recoge en el fondo del montón la solución preñada. La acción de la solución lixivante se puede amplificar por la actividad bacteriana en minerales que contiene sulfuros como la pirita. En la mayoría de los botaderos, la penetración del oxígeno es fundamental para llevar a cabo la reacción química de lixiviación. La lixiviación en botaderos se ha aplicado principalmente para tratar minerales de oro, plata y cobre (Dominic, 2001).

Gupta y Mukherjee (1990) mencionan que las condiciones esenciales para que ocurra la lixiviación en un botadero son: (1) circulación efectiva del aire, (2) buena actividad bacteriana y (3) contacto uniforme de la solución con la partícula mineral. Las técnicas de lixiviación con bacterias se han convertido en una tecnología que se conoce como biolixiviación. La actividad bacteriana se puede describir mediante la lixiviación directa e indirecta de sulfuros metálicos. El proceso de lixiviación directa, los minerales sulfurados se oxidan a sulfatos metálicos o promueven la oxidación de la pirita:



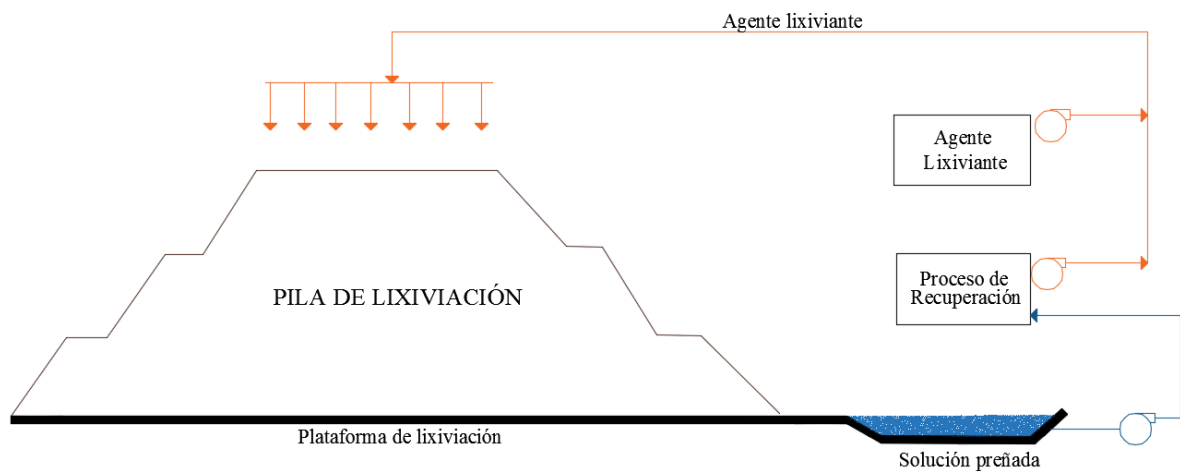
El papel de las bacterias en el mecanismo de lixiviación es oxidar el  $Fe^{2+}$  a  $Fe^{3+}$  y liberar azufre elemental. Otra forma en la cuales las bacterias ayudan a la lixiviación considera el mecanismo galvánico de la lixiviación. Se sabe que cuando la pirita y calcopirita tienen potenciales de reposo de 0.6 a 0.5 V, respectivamente, en medios ácido estos sulfuros crean una celda galvánica como la calcopirita tiene un potencial más bajo funge como un ánodo y la pirita como un cátodo. Esto provoca que la calcopirita se oxide y la pirita no se vea afectada; el papel de la bacteria es acelerar las reacciones galvánicas oxidando continuamente la película de azufre elemental de la superficie de la calcopirita, en próximos capítulos se abordara el tema de biolixiviación.

La aplicación de lixiviación en botaderos es común en las operaciones a cielo abierto y en el tratamiento de jales con valores recuperables, permitiendo el procesamiento de grandes tonelajes haciendo rentable el proceso de lixiviación. En una operación a cielo abierto el material extraído puede tener tres destinos: procesamiento en la planta, patios de lixiviación y botaderos de roca estéril. El destino del material está dado por la ley de corte, tipo de mineral y recuperación máxima de los metales de acuerdo a las pruebas de laboratorio. La lixiviación en botaderos permite que se beneficien minerales óxido y sulfuros de baja ley, lo cual ha extendido su aplicación en diversos proyectos. La ubicación, selección del sitio, el diseño y construcción adecuados de un botadero deben cumplir los objetivos de seguridad, ambientales y económicos de la mina a largo plazo (Malouf, 1968).

Un botadero son estructuras masivas de material suelto formadas por la asignación de grandes cantidades de material en capas colocada una encima de la otra para formar una pendiente estable. Los botaderos generalmente se colocan en topografías irregulares, donde es necesario crear una primera plataforma que se logra transportando y descargando material desde una cierta elevación y nivelando el área. Posteriormente se continúa su construcción con la ayuda de rampas temporales o permanentes. La altura del botadero depende de la distancia de percolación requerida para la lixiviación, capacidad de carga y las variaciones de permeabilidad, además de un análisis de los costos de transporte para la construcción del botadero (Puell y Tenorio, 2018).

Los botaderos de lixiviación se construyen sobre una base horizontal preparada para evitar filtraciones, su construcción se realiza de manera ascendente para controlar su ancho y altura mediante rampas temporales o permanentes. Los factores críticos que enfrenta un botadero son el hundimiento del terreno, resistencia de los cimientos y estabilidad del talud.

**Lixiviación en pilas.** La lixiviación en pilas se define como un proceso de recuperación hidrometalúrgica donde el mineral triturado se apila sobre un revestimiento y un sistema de recolección y luego se riega en la superficie del montón una solución lixivante. La solución viaja a través del mineral, posteriormente se recolecta la solución preñada (PLS) por un sistema de extracción desde el fondo de la pila en una estructura de contención (Figura 5.7). Este método de lixiviación a resultado un enfoque viable y de bajo costo para las operaciones de minería a cielo abierto con minerales de baja ley o compleja extracción, jales de flotación y tratamiento de gruesos de la molienda autógena (Dhawan et al., 2012; Pyper et al., 2019).



**Figura 5.7** Esquema del procesos de lixiviación en pilas.

La lixiviación en pilas se puede dividir en dos operaciones principales, lixiviación del material directo de mina y la lixiviación de mineral triturado. En la primera operación el material se apila por camiones con el mineral proveniente de mina que contiene la granulometría proporcionada por la voladura. La lixiviación en pilas de mineral triturado implica reducir de tamaño el mineral proveniente de mina a tamaños que van de 12.5 mm hasta 3 mm, actualmente en proyectos de lixiviación en pilas para la extracción de oro emplean equipos VSI, unidades HPGR o trituradoras de cuatro rodillos para obtener una trituración fina y obtener un  $P_{80}$  de 4 mm a 2 mm para aumentar el área de superficial de las partículas y liberación de mineral. A menudo los minerales triturados con un alto contenido de finos se aglomeran para después colocarse en pilas aumentando su permeabilidad (Pyper et al., 2019).

El reactivo lixivante se distribuye en la pila empleando diferentes sistemas de rociadores y emisores de goteo. La distribución del reactivo en cada montón se logra con aspersores rotativos, oscilantes y emisores de goteo a presión donde la velocidad de aplicación varía de 0.001 a 0.008  $\text{gpm}/\text{ft}^2$ . Es así que la solución que gotea sobre el mineral se distribuye a lo largo y ancho de la pila gracias a los efectos combinados de la gravedad y acción capilar.

Generalmente este método se compara con la lixiviación en botaderos, pero los tiempos de lixiviación son más cortos, en este caso como se tratan minerales con una mayor ley. La operación de lixiviación en pilas consiste en la preparación del alimento, diseño y construcción de pilas, distribución de la solución lixivante, recuperación del licor, incluso ha evolucionado hasta incorporar bacterias y nutrientes para promover la biolixiviación.

Gupta y Mukherjee (1990) indican que este método es similar a la lixiviación in situ en el sentido de que se confía en la oxidación natural por el aire, agua y sales férricas para llevar al metal a una solución. Generalmente se rocía  $\text{H}_2\text{SO}_4$  diluido y a medida que se filtra hacia el fondo; el ambiente permite la oxidación de los minerales para obtener una solución ácida de sulfato férrico. En la operación se requieren grandes volúmenes de aire, el cual se inyecta desde el fondo de la pila mediante un sistema de inyección.

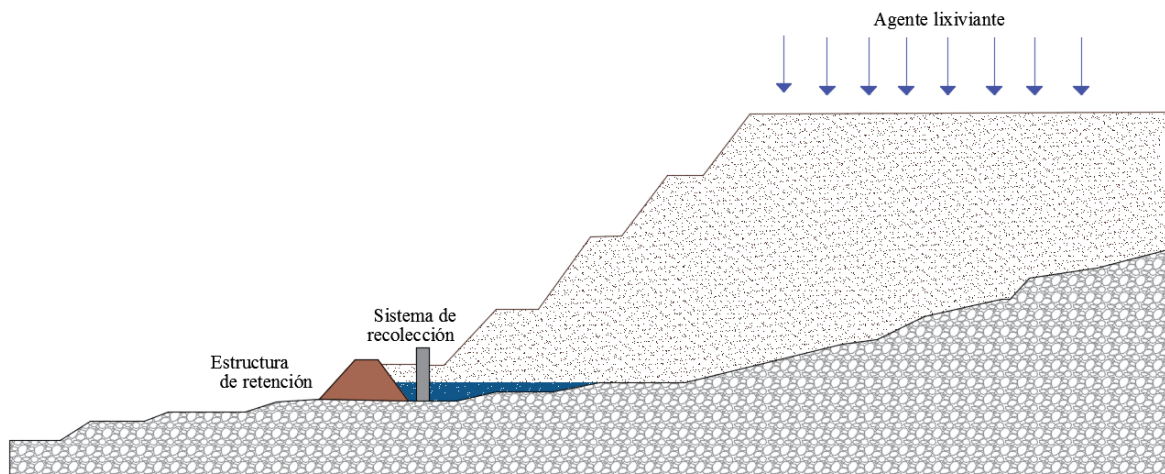
Actualmente la lixiviación en pilas es un proceso atractivo para depósitos de baja ley donde el contenido de metal no justifica el alto costo de su molienda pero no costea el proceso de lixiviación por agitación. En general el costo de capital de lixiviación en pilas es bajo, la construcción es rápida y los costos de producción son bajos. La principal desventaja de la lixiviación en pilas son las bajas recuperaciones aproximadamente del 65 %. Las características de la lixiviación en pilas permiten su aplicación en diferentes minerales incluyendo cobre, oro, plata, uranio, vanadio, zinc, níquel y cobalto.

Oliazadeh y Ghahreman (2019) señalan que las operaciones principales para llevar a cabo la lixiviación en pilas son:

1. Reducción de tamaño del mineral proveniente de mina que puede incluir hasta una etapa terciaria de trituración.
2. Aglomeración para mejorar la cinética de percolación y lixiviación.
3. Manejo del material para la conformación de la pila.
4. Construcción de la plataforma de lixiviación para lograr una base de contención.
5. Construcción del sistema de riego de la solución lixivante.
6. Construcción del sistema de recolección de la solución, que incluye una capa de drenaje con una red de tuberías instaladas en la plataforma de lixiviación.
7. Sistema de recolección externo para dirigir el licor a tanques.
8. Construcción de tanques de emergencias para recolectar la solución ante eventos extremos como lluvias o cortes de energía.
9. Construcción de las operaciones aguas abajo para la recuperación de los metales.

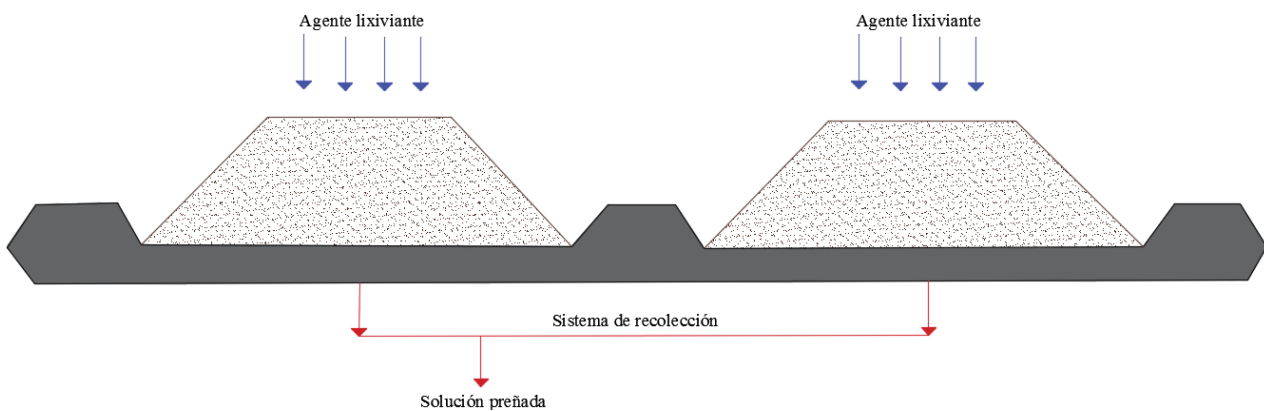
El diseño de la pila se puede clasificar en tres tipos de plataformas de lixiviación: lixiviación de relleno en valle, plataforma de lixiviación planas y plataformas de lixiviación dinámicas.

**Plataformas de relleno en valle.** Una operación de relleno en valle, el mineral se coloca en el fondo de un valle (terreno inclinado) donde no se cuenta con grandes áreas. A menudo, se construye una estructura de contención que soporta el material descargado, y el sistema de recolección del lixiviado incluye una la estructura de soporte. La pared de la presa y el área de la plataforma de lixiviación forman un estanque interno de almacenamiento y la topografía del terreno dirige la trayectoria de la solución lixivante (Figura 5.8). A medida que el mineral se apila en múltiples elevaciones el revestimiento de la pila se extiende por el valle, lo cual aumenta el costo de la instalación y disminuye el control del desvío del agua de precipitaciones. En esta operación la superficie de la pila es sometida a lixiviación en todo momento, lo que resulta una desventaja en el equilibrio hídrico.



**Figura 5.8** Esquema de lixiviación en pilas con plataforma de relleno en valle.

**Plataformas de lixiviación planas.** Estas pilas se construyen en terrenos nivelados ubicados en un área extensa que permite su expansión, ver Figura 5.9. El terreno permite la construcción de pilas de lixiviación planas de formas rectangular que permite su apilamiento fácilmente con sistemas de transporte y se puede expandirse de acuerdo a las necesidades del proyecto a un costo bajo. Estas pilas proporcionan un equilibrio hídrico mediante la ubicación de estanques de agua pluviales ubicados en zonas estratégicas conforme se expande la plataforma de lixiviación.



**Figura 5.9** Esquema de lixiviación en pilas con plataformas planas.

**Plataformas dinámicas.** En un proceso de plataforma de lixiviación dinámica, el mineral se coloca en el área revestida para evitar filtraciones, se lixivia y se lava para retirar el material estéril. Posteriormente se coloca un nuevo mineral en el área revestida para un nuevo ciclo de lixiviación, esta operación es ideal para minerales de lixiviación rápida (30 días o menos).

La plataforma debajo de las pilas de lixiviación debe ser resistente para soportar los diversos ciclos de apilamiento, riego, lavado y remoción. Normalmente la plataforma es construida de concreto y arcillas compuesta de polietileno de alta densidad. La principal desventaja de esta operación son su alto costo de capital y operativos causados por el ciclo de lixiviación.

Ocasionalmente se emplean cubiertas temporales, llamadas capas de lluvia para cubrir las pilas de lixiviación en áreas donde se presentan altas precipitaciones diluyen la solución y el exceso de agua puede desencadenar la necesidad de invertir en el tratamiento de aguas. Estas capas impermeables incluyen revestimientos de PVC para cubrir temporalmente la pila de lixiviación hasta la siguiente estación seca para evitar derrames de la solución lixivante.

En las pilas es fundamental la construcción de una plataforma de revestimiento. La plataforma de lixiviación consta de una base con un relleno de partículas finas, un revestimiento y una capa de protección. La base de la pila se cubre aproximadamente con 12 pulgadas de suelo arcilloso compactado de baja permeabilidad y se recubre con un revestimiento geosintético de HDPE o polietileno de baja densidad. En áreas donde la arcilla no está disponible, se utilizan geotextiles impregnados con bentonita para formar una capa de baja permeabilidad.

Ocasionalmente se utiliza una capa acolchada protectora con un espesor de 12 pulgadas de suelo o arcillas que se instala sobre la geomembrana para proporcionar protección contra el tráfico de vehículos. La red de tuberías para la extracción de la solución preñada se instala sobre el revestimiento o la capa acolchada. Finalmente, la red de drenaje se cubre con un revestimiento de grava para proteger la red de tuberías. Las plataformas de lixiviación generalmente tienen un pendiente entre 2 % y 5 % para facilitar el flujo del licor (Van, 1983).

Dhawan et. al (2012) indican que la lixiviación en pilas ofrece numerosas ventajas:

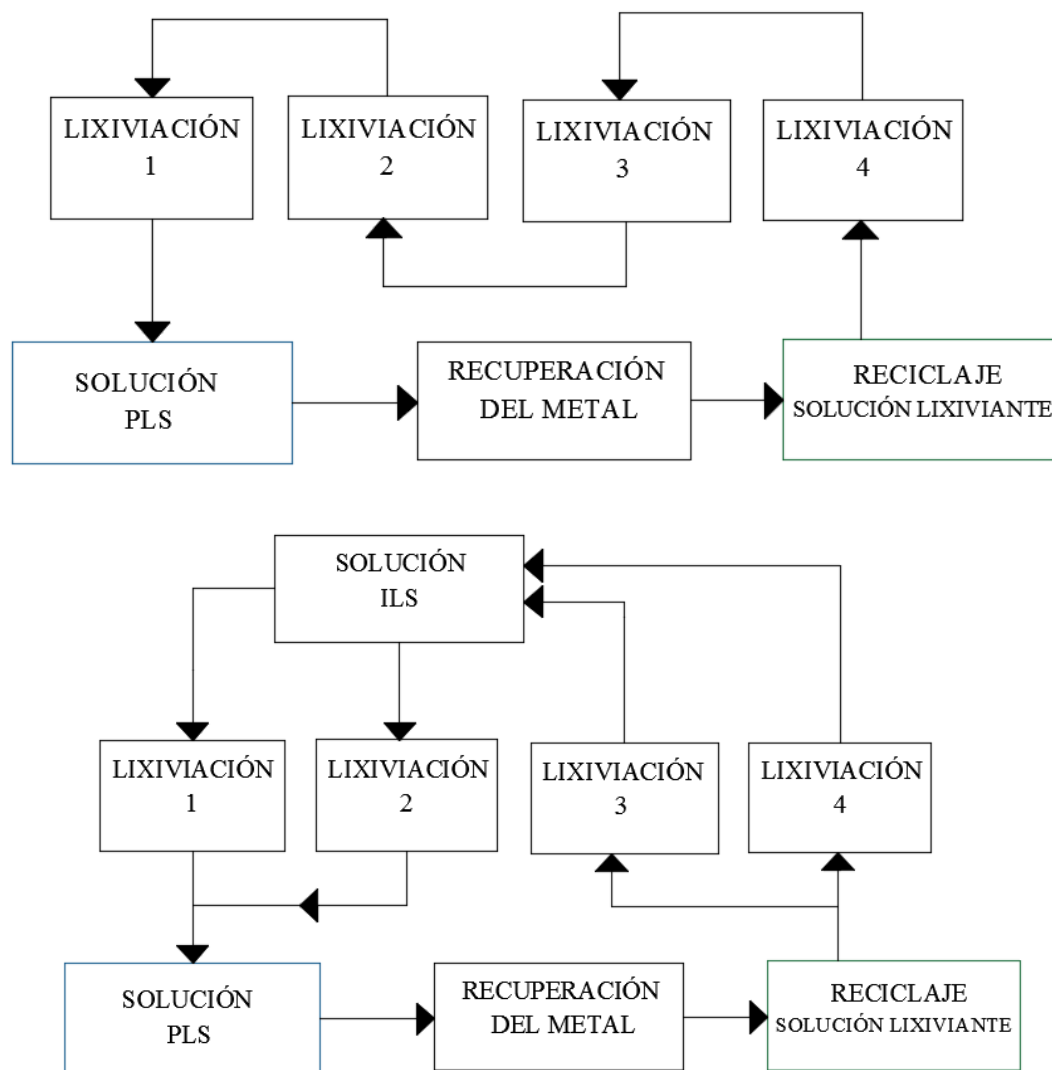
- Instalación rápida.
- Bajos costos de capital y operativos en comparación con la lixiviación por agitación.
- Gran aplicabilidad a minerales de baja ley.
- Bajos requisitos de energía.

Algunas desventajas asociadas a la lixiviación en pilas son:

- Baja extracción de metales y un control metalúrgico reducido.
- Cinética de lixiviación lenta.
- Huella ambiental más grande que la lixiviación por agitación o presión.
- Existe la posibilidad de la liberación de la solución preñada.
- Mayor riesgo de disminución de la permeabilidad del lecho de partículas.

**Lixiviación en cubas.** La lixiviación en cubas es un modo simple y eficiente de efectuar el contacto entre el soluto y solvente. El mineral se tritura a un tamaño - 6 mm a 12 mm y en ocasiones se aglomera y apila, este proceso utiliza un principio contracorriente. El mineral confinado en una cuba de lixiviación rectangular o circular se trata sucesivamente con una concentración creciente del reactivo lixivante en un flujo que puede ser continuo o por lotes. En una primera instancia cuando entra en contacto el mineral y el reactivo se logra una mínima concentración del metal y a medida que disminuye el potencial de lixiviación del mineral, se alimenta una mayor concentración de reactivo para continuar con el proceso de lixiviación. La solución preñada (PLS) se recolecta y se envía para la recuperación del metal, mientras que el mineral agotado se elimina en botaderos y la cuba se carga nuevamente con mineral para comenzar un nuevo ciclo. Este sistema permite una lixiviación multietapa, donde se recicla la solución intermedia (ILS) sobre el mineral nuevo varias veces para mantener el PLS a un caudal constante, ver Figura 5.10 (Johnston, 2019).





**Figura 5.10** Esquema de lixiviación a contracorriente y con solución de lixiviación intermedia. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Durante este proceso la solución lixivante se alimenta por la parte inferior de la cuba, este desborda por la parte superior este sistema recibe el nombre de percolación ascendente. Si, la solución ingresa por la parte superior la cuba se inunda, la solución lixivante se percola a través de mineral y en su paso disuelve los valores presentes. Luego la solución es recolectada en la base de la cuba en un proceso denominado percolación descendente. El ciclo de este sistema es el llenado de la cuba, lixiviación por percolación y drenaje de la solución. Este proceso destaca porque la solución lixivante puede continuar pasando a través de la carga durante un tiempo de 24 a 168 horas para generar una mayor recuperación.

El método de lixiviación en cubas tiene un éxito limitado, principalmente el costo de energía, inversión en el sistema de descarga y el diseño de la cuba. Debido a que el sistema en cubas es una operación dinámica solamente se emplea para lixiviar minerales con una cinética alta.

Johnston (2019) señala que la lixiviación en cubas tiene algunas ventajas sobre la lixiviación en pilas, estas son:

- Tiempos de lixiviación cortos.
- Menores consumos de reactivos.
- Logra un contacto homogéneo entre mineral y la solución lixiviante.
- Menor personal requerido para la operación.
- Menor sensibilidad ante problemas de evaporación o desbordamiento de la solución.
- Posibilidad de tener varias etapas en contraflujo.
- Generar una mayor extracción del metal.

Sin embargo, también hay varias desventajas que deben evaluarse:

- Mayor costo de inversión.
- Requiere de un tamaño de partícula fino.
- Tiempo de lixiviación reducido que evita utilizar procesos como la biolixiviación.
- Condiciones de operación anaeróbicas.
- Depende de la cinética de disolución.

Es importante mencionar que la lixiviación en cubas es más lenta y logra una recuperación más baja en comparación de la lixiviación en tanques de agitación, pero tiene la ventaja que los costos de trituración son menores.

### **Lixiviación en tanques.**

Para la aplicación de la lixiviación en tanques requiere que el mineral sea finamente molido para recuperar metales refractarios. Este método se emplea en minerales de alta ley que justifican una molienda fina a cambio de tener altas recuperaciones en un menor tiempo de lixiviación. Este proceso mantiene las partículas de mineral en suspensión en el reactivo lixivante mediante una agitación mecánica o neumática. Los minerales que se tratan por una lixiviación agitada requieren una molienda fina, aglomeración o un proceso de tostación, con el objetivo de aumentar el área expuesta a la lixiviación y maximizar el área de contacto entre la fase sólido – líquido (Dominic, 2001).

La lixiviación del mineral puede ser por lotes, es decir una carga determinada se agita con la solución lixivante hasta que se logra una extracción óptima o de manera continua, donde la solución se mezcla con el mineral y pasa de un tanque a otro en serie hasta lograr una extracción óptima. Cuando se utiliza el método de lixiviación en tanques para operaciones de lixiviación a presión, la lixiviación se lleva a cabo en una autoclave.

Latva –Kokko (2019) señala que el reactor hidrometalúrgico utilizado no es solo un tanque de mezcla, tiene un diseño especializado para una agitación específica para proceso que se desea llevar a cabo. La temperatura bajo las cuales se lleva a cabo la lixiviación varía desde temperatura ambiente hasta más de 100° C. El tiempo de retención en un reactor puede extenderse desde unos minutos hasta varios días, dependiendo de la cinética de lixiviación del mineral. Un diseño adecuado del reactor se logra mejorar significativamente el rendimiento del proceso en términos de consumo de energía, eficiencia en la utilización de gas y vida útil del equipo.

La operación de lixiviación se puede llevar a cabo en diferentes reactores: columnas de burbujas o tanques Pachuca y reactores de agitado continuo (CSTR). En las columnas de burbuja y tanques Pachuca se emplean difusores para formar burbujas en una fase continua para agitar la fase líquida y mantener las partículas en suspensión. Las columnas de burbuja operan con velocidades superficiales de aire (0.1 – 1 m/s). Los tanques Pachuca varían en diámetros de 5 a 10 metros, con una relación de altura / diámetro de 0.1 y velocidades de aire de 10 - 2 m/s. Los CSTR operan con una alimentación continua, donde las partículas se mantienen en suspensión mediante una agitación mecánica.

De esta forma es evidente las diferencias entre los métodos de lixiviación agitada y por percolación, en la lixiviación en tanques la solución tiene un flujo turbulento y en la percolación se tiene un flujo es laminar entre las partículas. Por lo tanto, existe una diferencia considerable entre la velocidad de transferencia de masa al someter a las partículas a una mayor área de exposición del reactivo lixivante.

**Lixiviación a presión.** La lixiviación a presión y la oxidación a presión en autoclaves son una alternativa importante para la extracción de minerales de oro refractario, cobre y níquel. Este desarrollo ha marcado un nuevo desarrollo en la hidrometalurgia a presión que reemplaza en los sulfuros de zinc el proceso de tostación – refinación – electroobtención por una lixiviación a presión directa del concentrado de zinc (Habashi, 2014).

La lixiviación a presión y oxidación a presión son procesos que ocurren por encima de la temperatura de ebullición atmosférica, se requiere de un reactor sellado que operan en ambientes corrosivos y oxidantes. El proceso opera en condiciones alcalinas o ácidas y pueden incluir la inyección de oxígeno u otro oxidante como peróxido de hidrógeno para oxidar o lixiviar minerales sulfurados de metales base. Este proceso es común en la extracción de alúmina, tungsteno, uranio, tierras raras, níquel, cobalto, sulfuros de cobre, metales del grupo de platino y sulfuros cobalto, cobre, níquel y zinc. Los procesos de oxidación y lixiviación a presión mantienen la ventaja sobre otros métodos como una mayor recuperación del metal, un control de las emisiones al medio ambiente y velocidades de reacción más rápidas (Frischmuth et al., 2019).

La oxidación a presión se aplica cuando el objetivo es descomponer minerales sulfurados; la oxidación a presión se aplica principalmente al mineral o un concentrado aurífero donde el oro refractario está contenido en un mineral sulfurado y la recuperación mediante lixiviación con cianuro no es eficiente. Actualmente cuando se tratan minerales de baja ley se requiere el manejo de grandes tonelajes para obtener una rentabilidad, esto establece nuevos requisitos para los procesos en términos de su tamaño y eficiencia energética. En el caso de las celdas de flotación se ha visto un aumento en el volumen operativo de las celdas, pero para minerales como lateritas de níquel y oro refractario no se pueden utilizar las tecnologías de concentración tradicionales. Por lo tanto, la lixiviación directa es una opción atractiva cuando se logra una molienda fina (Latva - Kokko y Riihimäki, 2012).

Las autoclaves operan a temperatura y presión elevada, para la lixiviación a presión de la autoclave horizontal que opera de manera continua es el equipo elegido para varias operaciones. Una autoclave está formada por varios compartimientos, regularmente se encuentran revestidos de ladrillo refractario y plomo, y cuenta con compartimientos para la adición escalona de oxígeno. Cada compartimiento está equipado con un agitador mecánico para mantener las partículas en suspensión. La inyección de aire, oxígeno u otros gases se produce en cada compartimiento, ver Figura 5.11 (Vignes, 2011).

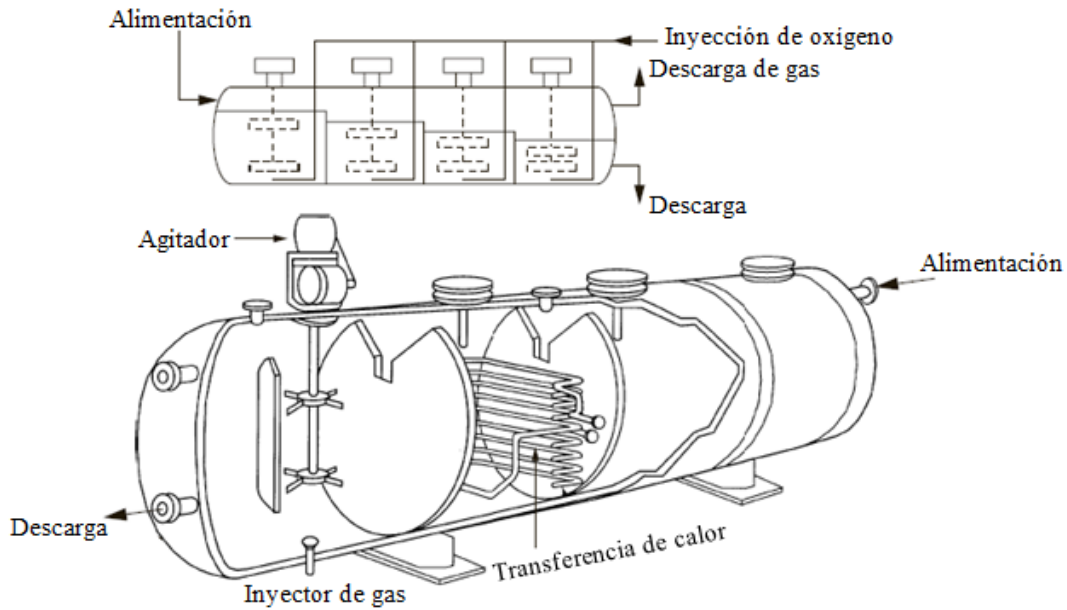
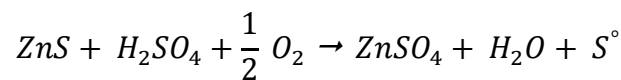


Figura 5.11 Esquema de una autoclave con cuatro compartimientos. Adaptado de Vignes (2011).

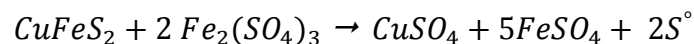
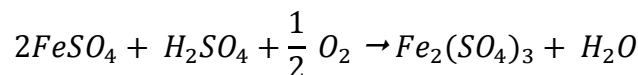
La pulpa se alimenta en cascada de un compartimiento a otro, por lo tanto, la composición de la solución se considera homogénea en todos los compartimientos, especialmente la concentración de los reactivos. La inyección de un gas oxidante, la concentración del agente es constante en cada compartimiento que permite que el potencial de oxígeno o la capacidad oxidante sea constante.

La lixiviación a presión se lleva a cabo a presión o una temperatura superior hasta 110 °C – 270 °C, la presión del reactor varía de 300 a 5,700 kPa. El volumen de líquido de la autoclave generalmente se mantiene en 65 % – 70 % del volumen total de la cámara y el tiempo de residencia varía de 60 a 120 minutos.

Shairp (2012) menciona que un ejemplo de lixiviación a presión es el proceso de lixiviación de los sulfuros de zinc donde la calcopirita se lixivia junto con la esfalerita. Los minerales de sulfuro en el concentrado reaccionan con ácido sulfúrico y oxígeno para producir sulfatos en solución y azufre elemental:



El sulfato ferroso se oxida a sulfato férrico que también reacciona con la calcopirita:



En la lixiviación a presión aunque es un proceso intensivo en capital, ofrece muchas ventajas, dado a la alta presión permite operaciones a temperaturas altas que ofrece una velocidad alta de las reacciones de lixiviación controladas químicamente. Las reacciones de lixiviación se ven favorecidas por la solubilidad de la mayoría de los compuestos metálicos.

### 5.3.1 AGENTES LIXIVIANTES

Gupta y Mukherjee (1990) señalan que un agente lixiviante debe cumplir con las siguientes cualidades:

- Debe de disolver el mineral de manea eficiente para hacer posible la extracción del metal a nivel industrial y debe mostrar una químicamente inerte hacia la ganga. Cuando el reactivo ataca a los minerales ganga se consume una cantidad excesiva del reactivo de lixiviación y el licor se contamina con impurezas.
- Deber ser barato y fácil de obtener en grandes cantidades.
- En caso de ser posible el agente lixiviante debe permitir su regeneración para ser empleado en procesos posteriores de lixiviación permitiendo que el proceso resulte económico.

Diversos reactivos has sido utilizados como agentes lixiviante en la Tabla 5.2 se muestran los principales agentes de lixiviación.

**Tabla 5.2**  
Principales agentes de lixiviación utilizados en la operación.

REACTIVOS DE LIXIVIACIÓN	
<b>Ácidos</b>	Ácido sulfúrico diluido
	Ácido sulfúrico diluido más un oxidante
	Ácido sulfúrico concentrado
	Ácido nítrico
	Ácido fluorhídrico
	Ácido clorhídrico
<b>Álcalis</b>	Hidróxido de sodio
	Carbonato de sodio
	Hidróxido de amonio más aire
<b>Sales</b>	Cloruro férrico/ sulfato
	Cloruro cúprico
	Cianuro de sodio o potasio más aire
	Cloruro ferroso más aire
<b>Cloro en solución</b>	Cloro acuoso
	Ácido hipocloroso
	Hipoclorito

Adaptado de Gupta y Mukherjee (1990).

**Ácidos.** En los procesos de lixiviación se han utilizados ampliamente el ácido sulfúrico, clorhídrico y nítrico. La aplicación de agentes lixiviante ácidos trae consigo algunos problemas asociados cuando se presenta un porcentaje de hierro en el mineral se tiende a formar sulfato ferroso que desarrolla un problema para su eliminación en procesos posteriores. Para lograrlo el ácido debe neutralizarse o cristalizarse y descomponerse estas operaciones son costosas.

Otra problemática se presenta en minerales que contienen radio como los minerales de uranio; los residuos presentan un peligro para la salud debido a su contenido de sulfato de radio. Es por eso que en las operaciones de lixiviación de minerales de uranio se emplea ácido nítrico en lugar de ácido sulfúrico. En la disolución con ácido nítrico, el radio entra en solución junto con el uranio y puede eliminarse de forma controlada. Otro caso similar se da en los productos fertilizantes, la roca fosfórica contiene de 100 a 200 ppm de uranio que, durante la lixiviación con ácido sulfúrico para formar ácido fosfórico, el uranio se disuelve y algunas fracciones de radio que permanecen como un sólido y deben separarse para evitar contaminar el suelo.

Es importante considerar que el ácido sulfúrico se consume en grandes cantidades cuando se encuentran carbonatos como ganga. Por estas operaciones se emplean reactivos básicos como el hidróxido de amonio o carbonato de sodio porque estos agentes son inertes.

**Álcalis.** Las soluciones de amoníacos, hidróxido de sodio y carbonato de sodio son ejemplos de agentes lixiviantes alcalinos. El hidróxido de amonio más oxígeno o carbonato de amonio más hidróxido de amonio son adecuados para la lixiviación de cobre y carbonatos de cobre.

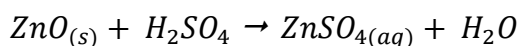
El hidróxido de sodio es utilizado en el proceso Bayer para la lixiviación de bauxita. Las soluciones de carbonato de sodio se emplean en la lixiviación de minerales de uranio.

**Sales.** Los cianuros de sodio / potasio, sales férricas y cúpricas son las más utilizadas. En presencia de oxígeno el cianuro de sodio o potasio permiten procesar metales preciosos como el oro y plata creando complejos que son solubles.

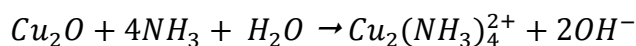
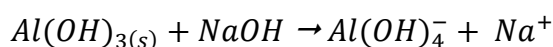
Las operaciones industriales de lixiviación se llevan a cabo sobre minerales oxidados, mezcla de óxidos, minerales sulfurados o concentrados obtenidos por flotación, matas de operaciones de conversión y minerales que contienen metales preciosos en su estado nativo. La lixiviación se puede obtener mediante diferentes reacciones:

1. Lixiviación de óxidos por reacciones ácidas o alcalinas:

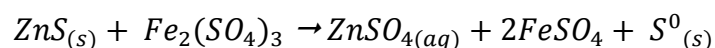
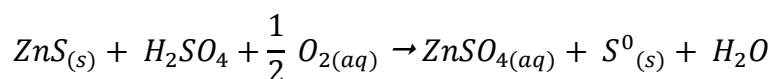
-Lixiviación ácida (ácido sulfúrico o clorhídrico).



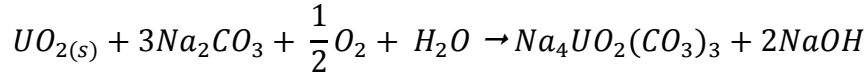
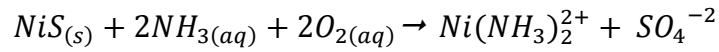
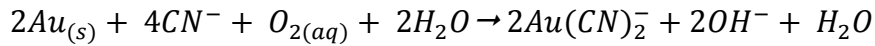
- Lixiviación básica (sosa caústica o amoníaco).



- Lixiviación oxidativa de sulfuros por reacciones redox:



- Lixiviación oxidativa de metales nativos, sulfuros y algunos óxidos formando complejos.

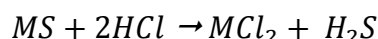
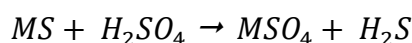
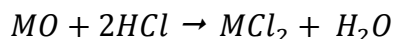
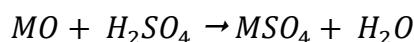


Los lixiviante ácidos empleados en la industria son principalmente el ácido sulfúrico y ácido clorhídrico. Los lixiviante alcalinos más utilizados son la sosa cáustica, bicarbonato de sodio, amoníaco y cianuro de sodio.

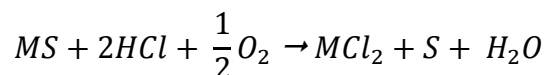
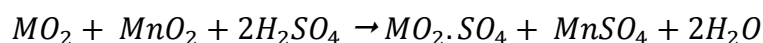
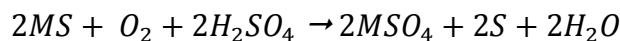
El ácido sulfúrico no ataca la ganga de sílice, sin embargo disuelve las gangas carbonatadas. Las gangas carbonatadas no se disuelven en sosa cáustica. El bicarbonato de sodio o carbonato de amonio se utiliza como reactivo de lixiviación para atacar minerales ganga con carbonatos o magnesia.

### 5.3.2 PROCESOS DE LIXIVIACIÓN EN UN MEDIO ÁCIDO

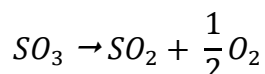
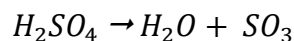
Para la lixiviación de minerales, el ácido sulfúrico, nítrico y clorhídrico en combinación o diluidos, con o sin la presencia de agentes oxidantes son utilizados en el tratamiento de sulfuros y óxidos minerales. Los ácidos en función de la naturaleza de sus reacciones con otras sustancias se pueden clasificar como oxidantes y no oxidantes. Un ejemplo de ácidos no oxidantes son el  $H_2SO_4$  diluido y  $HCl$  en cualquier concentración. La disolución de óxidos ( $MO$ ) y minerales sulfurados ( $MS$ ) en ácidos presentan las siguientes reacciones generales:



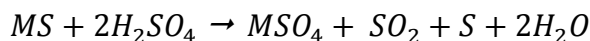
En algunas ocasiones se incorporan agentes oxidantes como  $O_2$ ,  $Cl_2$ ,  $MnO_2$ , iones férricos, bacterias junto con los ácidos no oxidantes. Con el objetivo de disolver sulfuros y óxidos que de otra manera no serían susceptible de lograr su disolución en estos ácidos. Este tipo de reacciones de lixiviación con oxidantes se presentan como:



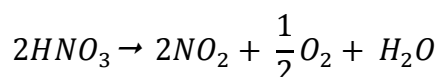
Un ejemplo es la acción oxidante de  $H_2SO_4$  caliente y concentrado su condición oxidante se debe a la liberación de  $O_2$  resultante de las reacciones de descomposición:



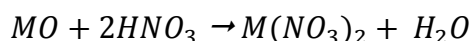
El ácido sulfúrico puede disolver metales en su forma sulfídica. Donde se tienen las siguientes reacciones oxidativas:



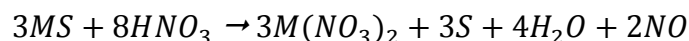
Cuando se habla de ácidos oxidantes el  $HNO_3$  es un representante concentrado o diluido puede actuar como un agente oxidante como nitrante. El poder oxidante del ácido se debe a la liberación de oxígeno al calentarse:



Las reacciones de ácido nítrico en óxidos o sulfuros se pueden simplificar:







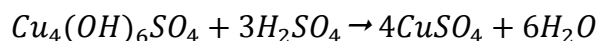
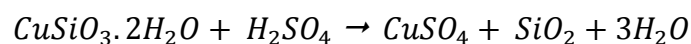
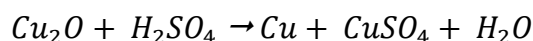
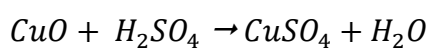
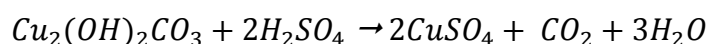
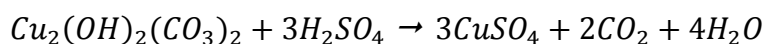
La lixiviación con ácidos puede realizarse a presión atmosférica y temperaturas por debajo de su punto de ebullición a presiones y temperaturas elevadas.

### Lixiviación con ácido sulfúrico.

El ácido sulfúrico es relativamente barato y está disponible en abundancia. Esto explica su uso generalizado como uno de los principales agentes lixiviantes, se utiliza ampliamente en la lixiviación de minerales simples o complejos como:

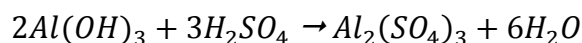
1. Óxidos de cobre, zinc, níquel, aluminio, cromo, niobio, tantalio, titanio y uranio.
2. Sulfuros de cobre, zinc, níquel y cobalto.
3. Es utilizado para el tratamiento de monacita, roca fosfórica y nódulos de manganeso.

**Óxidos de cobre.** El método hidrometalúrgico para minerales de cobre implica dos pasos: lixiviación, es decir la disolución selectiva de los valores metálicos seguida de una separación sólido – líquido y la recuperación de valores metálicos de la solución. Los óxidos de cobre son principales menas de cobre por su fácil lixiviación con ácido sulfúrico son la azurita, malaquita, tenorita, cuprita, crisocola y brochantita. La mayoría de estos se disuelven fácilmente en ácido sulfúrico diluido, las reacciones generales son:



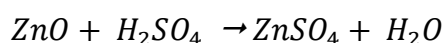
Las reacciones anteriores muestran que el cobre se lixivía del mineral como sulfato de cobre, además del cobre, también se lixivian óxidos de hierro presentes en el mineral. Por lo tanto, es necesario controlar la cantidad y fuerza del ácido que se utiliza para la lixiviación con el objetivo de obtener la máxima extracción de cobre y la mínima extracción de hierro. Una concentración de ácido demasiado baja puede conducir a la precipitación de óxidos férricos hidratados que influye negativamente en la extracción de cobre.

**Óxido de aluminio.** La principal mena de aluminio es la bauxita que es una roca que contiene óxidos hidratados de aluminio, además de gibbsita y diásporo. La bauxita contiene del 40 % a 60 % de  $Al_2O_3$ , 2 % al 25 % de  $Fe_2O_3$ , del 1 % al 12 % de  $SiO_2$  y del 1 % al 5 % de  $TiO_2$ . Una característica que debe cumplir la bauxita es que debe contar con un bajo contenido de sílice para poder ser tratado mediante el proceso Bayer. Cuando se trata la bauxita con un alto contenido de sílice con  $H_2SO_4$  se produce alumbre y sulfato de aluminio básico, las bauxitas se disuelven en  $H_2SO_4$ . La disolución de bauxita con  $H_2SO_4$  al 14 % a 180 °C logra disolver el 92 % de acuerdo con la siguiente reacción:



Posteriormente el licor que contiene sulfato de aluminio se trata con bauxita fresca para producir una solución de sulfato de aluminio básico. El hierro disuelto en el licor de lixiviación pasa a un estado ferroso al reaccionar con  $SO_2$  a  $100\text{ }^\circ\text{C}$ . La solución pasa finalmente por un proceso de hidrólisis a alta temperatura para precipitar sulfato de aluminio básico que contiene 39.5 % de  $Al_2O_3$ , 40.5 % de  $SO_3$  y 20 % de  $H_2O$ . Este precipitado se calcina posteriormente a una temperatura de  $800$  a  $1,000\text{ }^\circ\text{C}$  para producir alúmina.

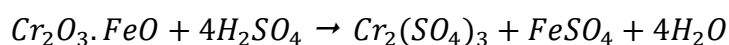
**Óxido de zinc.** La principal mena de zinc es la esfalerita para la extracción del zinc comercialmente el concentrado de esfalerita se tuesta, lixivia con  $H_2SO_4$  y se electroliza. La calcina obtenida de la tostación del concentrado en su mayoría es óxido de zinc, aproximadamente 4 % en peso de sulfato de zinc y un tanto por cierto de ferrita de zinc. El sulfato es soluble y el óxido de zinc se disuelve cuando la calcina se somete a una lixiviación con  $H_2SO_4$  diluido a alrededor de una temperatura de  $50$  a  $60\text{ }^\circ\text{C}$ :



Posteriormente el licor se somete a una electroobtención del zinc a partir de la solución de sulfato de zinc purificado. Durante la lixiviación no solo el zinc se encuentra en la solución existe una gran cantidad de impurezas como hierro, arsénico, antimonio, cobre, cadmio, cobalto, estaño, sílice, alúmina que se encuentra en la solución. La eliminación de estas impurezas se logra durante la propia etapa de lixiviación o en etapas purificación antes de someterse a electrólisis.

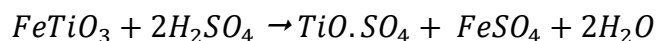
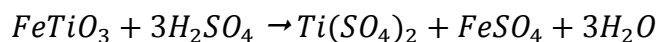
**Óxido de cromo.** La principal mena de cromo es la cromita que tiene una composición con el 68 %  $Cr_2O$  y 32 %  $FeO$  de manera idealiza porque el contenido de Fe/Cr es variable. Los minerales de cromita se clasifican en tres grados según el contenido de  $Cr_2O_3$ : grado metalúrgico ( $> 46\%$ ), químico ( $40 - 46\%$ ) y refractario ( $60\%$   $Al_2O_3$  y  $Cr_2O_3$ ). La cromita de grado metalúrgico debe tener una relación Cr/Fe superior a 2:1, mientras que la relación de grado químico debe oscilar entre 1.5:1 y 2:1.

El proceso de lixiviación con ácido sulfúrico para la cromita de grado metalúrgico y químico permite la producción de alumbre de cromo puro  $[(NH_4)_2.SO_4.Cr_2(SO_4)_3.24H_2O]$  que se somete a electrólisis para la obtención de cromo metálico. El cromo se lixivia con  $H_2SO_4$  a una concentración de 40 a 45 % con un 2 a 3 % de ácido crómico. La presencia de ácido crómico ayuda a catalizar la reacción como se muestra a continuación:

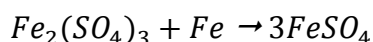


La lixiviación se realiza en una autoclave a una temperatura de  $130$  a  $160\text{ }^\circ\text{C}$  y el licor de lixiviación se filtra en caliente antes de diluirlo con una solución de sulfato de amonio a una concentración de 40 g/L de cromo. El licor diluido se calienta a  $80\text{ }^\circ\text{C}$  en un cristizador al vacío para precipitar el aluminio, hierro y magnesio como complejos de sulfato de amonio junto con sulfato de sodio a un pH de 0.6 - 0.9. Posteriormente el licor reduce su temperatura a  $35\text{ }^\circ\text{C}$  y es enfriado a  $15\text{ }^\circ\text{C}$  para precipitar alumbre de cromo que contiene 9.8 % de Cr, 0.78 % de Fe, 0.05 % de Al y 0.1 % de Na.

**Óxido de titanio.** Las menas de titanio más importantes son la ilmenita y el rutilo, el tratamiento principal de la metalurgia busca obtener  $TiO_2$ . Mientras que el rutilo contiene de 90 a 95% de  $TiO_2$ , los concentrados de ilmenita tienen de 40 a 60 % de  $TiO_2$ , del 26 – 34 % de  $FeO$ , 13 a 26 % de  $Fe_2O_3$ , 1.4 a 3.5 % de  $SiO_2$ , 0.5 a 2.5 % de  $Al_2O_3$  y 0.9 a 2.76 % de  $MgO$ . La producción de óxido de titanio se logra mediante la lixiviación de ilmenita con  $H_2SO_4$ . El proceso se lleva a cabo a temperaturas de 125 a 135 °C mediante las siguientes reacciones exotérmicas:



Posteriormente el licor de la lixiviación se trata con virutas de hierro para reducir cualquier hierro trivalente presente de acuerdo con la siguiente reacción:

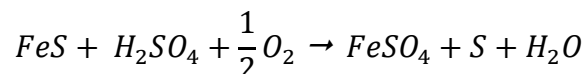
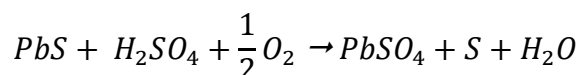
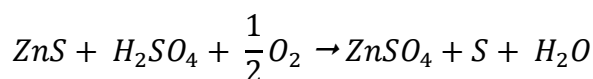


La solución después de la filtración se somete a una cristalización al vacío a una temperatura de 10 a 15 °C para eliminar sulfato ferroso, el ácido metatitanico se recupera del licor que contiene titanio por hidrólisis.

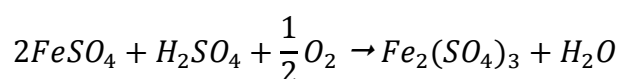
Otro proceso es el de dilución donde la solución cargada de titanio se evapora primero a una concentración de  $TiO_2$  de 240 a 260 g/L. La solución concentrada se diluye posteriormente en condiciones controladas para lograr una reacción de  $H_2SO_4$  activo a  $TiO_2$  de 2 o menos que favorezcan a la precipitación del ácido metatitanico. En ambos casos el ácido metatitanico de ambas rutas se calcina de 950 a 1,100 °C para producir óxido de titanio puro.

**Sulfuro de zinc.** En la lixiviación de sulfuros de zinc se emplean un concepto de lixiviación directa oxidativa del concentrado en un medio ácido  $H_2SO_4$ . Las características de este proceso son la alta extracción de Zn, el rechazo de hierro en forma insoluble y la producción de azufre elemental todo en un solo paso de lixiviación. El proceso se lleva a cabo por debajo del punto de fusión del azufre elemental 119 °C, generalmente la extracción de Zn se da a una temperatura 110 °C con tiempos de retención de 6 a 8 horas.

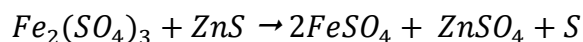
En temperaturas y presiones elevadas, los minerales de  $ZnS$ ,  $PbS$  y  $FeS$  presentes en el concentrado reaccionan con el  $O_2$  y  $H_2SO_4$  para formar sulfatos simples, azufre elemental y agua, las reacciones son:



Posteriormente, el hierro se oxida de un estado ferroso al férrico:



El propio sulfato férrico participa en la oxidación de ZnS:



La recuperación de azufre elemental de los residuos de lixiviación se separa mediante decantación o flotación.

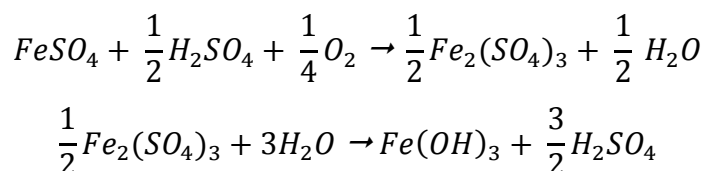
**Sulfuros de cobre.** Los minerales sulfurados de cobre como la calcopirita, covelita, calcosita, bornita, cubanita y digenita no son solubles en  $H_2SO_4$  diluido se disuelven fácilmente en ácido con la presencia de agentes oxidantes como oxígeno, ion férrico y bacterias. Debido a la presencia de piritita en la mayoría de los minerales sulfurados, el sulfato férrico ayuda a la disolución de los minerales de cobre.

Tradicionalmente los métodos pirometalúrgicos son utilizados para el tratamiento de concentrados de cobre pero debido a los problemas de contaminación asociados con estos métodos, se optó por remplazarlos por un proceso hidrometalúrgico el proceso Sherrill Gordon (SGP) y el proceso Treadwell (TP) que implica el uso de  $H_2SO_4$ .

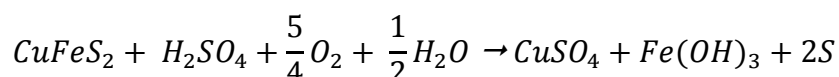
Tomando como base a la calcopirita en el SGP el mineral se hace reaccionar con ácido sulfúrico diluido y oxígeno en una autoclave a una temperatura de 110 °C y una presión parcial de oxígeno de 0.4 MPa. Primero se obtiene la oxidación del sulfuro a azufre elemental y la formación de sulfatos cúpricos y ferrosos como se muestra en la siguiente reacción:



Esta reacción es seguida por la oxidación de sulfato ferroso a sulfuro férrico y su posterior hidrólisis a hidróxido férrico y  $H_2SO_4$  :

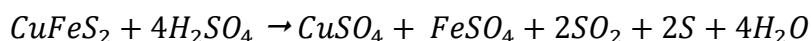


La reacción general de este proceso es:



Los principales inconvenientes de este proceso son los largos periodos de lixiviación a presión y la alta presión de oxígeno que requiere.

En el proceso TP el concentrado se trata con una cantidad de acuerdo a su estequiometría de  $H_2SO_4$  concentrado a 98 % a 200 °C:



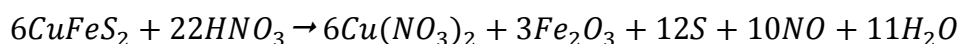
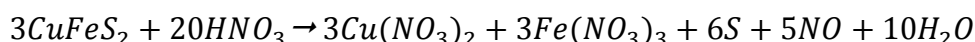
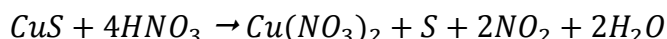
Esta reacción muestra que el cobre y el hierro en el mineral se convierten en sulfatos en agua y los valores de azufre se convierten en azufre elemental. El  $SO_2$  formado durante la reacción se puede convertir en ácido sulfúrico que se recicla. Cuando no se lleva a cabo el proceso en condiciones adecuadas se da lugar a diferentes reacciones secundarias. Por ejemplo, a 200 °C el azufre elemental se oxida a  $SO_2$  y el  $FeSO_4$  se oxida a  $Fe_2(SO)_4$  y  $SO_2$ .

### Lixiviación con ácido nítrico.

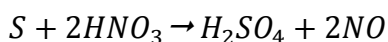
En comparación con el  $H_2SO_4$  el uso de ácido nítrico como reactivo de lixiviación es limitado por su mayor costo. Es empleado para la lixiviación de:

1. Sulfuros de cobre, níquel, plomo y molibdeno.
2. Óxidos de manganeso y aluminio donde su uso es limitado a plantas piloto.

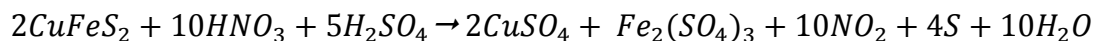
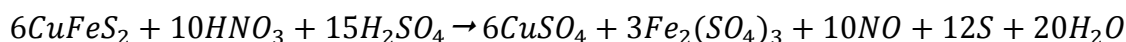
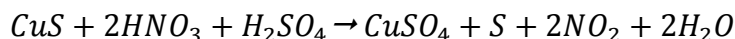
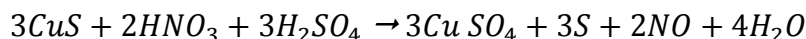
**Sulfuros de cobre.** La reacción química de los minerales sulfurados de cobre y el ácido nítrico es muy compleja. Idealmente las reacciones para la lixiviación de los sulfuros de cobre con ácido nítrico deberían producir azufre elemental.



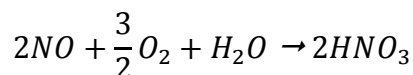
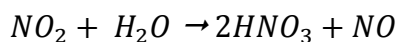
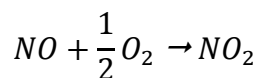
Pero en la práctica el azufre se oxida por el ácido a iones sulfato.



La medida para obtener azufre en forma elemental depende de la fuerza del ácido nítrico. Generalmente cuanto mayor es la concentración del ácido, más completa es la extracción de cobre pero menor es el rendimiento de azufre. En algunas ocasiones se mezcla  $HNO_3$  y  $H_2SO_4$  como reactivo lixivante en tal caso las reacciones que se llevan a cabo son:



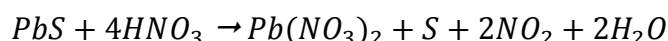
En la lixiviación el consumo de ácido nítrico, la formación de  $NO$  favorece para extraer el triple de cobre que cuando el producto es  $NO_2$ . La conversión de  $NO/NO_2$  en ácido nítrico puede tener lugar bajo las siguientes reacciones:



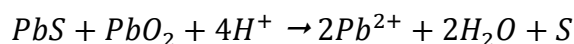
Cuando se usa  $HNO_3$  diluido como lixivante, el producto de la reacción  $NO$  se puede regenerar en  $HNO_3$  durante la lixiviación a presión en una autoclave o por separado en un regenerador del gas de  $HNO_3$ . El uso de  $HNO_3$  en altas concentraciones en autoclaves puede generar  $NO_2$ .

Habashi (1971) menciona que la recuperación de cobre cuando se emplea ácido nítrico, aumenta con el tiempo, concentración de ácido y temperatura. El ácido diluido (7.5 %) podría usarse efectivamente a altas temperaturas (80 a 110 °C) y por periodos mayores de 2.5 horas, mientras que el ácido concentrado (60 %) y por un tiempo menor a 20 minutos. El azufre elemental del residuo de lixiviación se extrae mediante disulfuro de carbono antes de su flotación y cianuración para la recuperación de metales preciosos. Después de su filtración el licor rico en cobre se alimenta a la unidad de extracción por solventes y finalmente se electroliza para obtener cobre con una alta pureza.

**Sulfuro de plomo.** La galena se puede lixiviar con  $HNO_3$  y diluido si la temperatura se mantiene por debajo de 40 °C se puede producir nitrato de plomo y azufre elemental de acuerdo a la siguiente reacción:

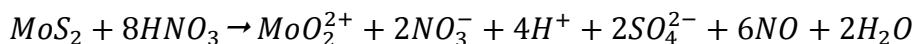


El licor de la lixiviación se puede neutralizar a pH 6 para precipitar hierro, zinc y otros metales. A pesar de estas condiciones el proceso de lixiviación se vuelve demasiado lento, para ser un proceso eficiente se utiliza de 10 a 20 g/L de ácido concentrado y la adición de  $PbO_2$  como lo indica la siguiente reacción:



La solución purificada se electroliza a temperatura ambiente para producir plomo en el cátodo y  $PbO_2$  en el ánodo.

**Sulfuro de molibdeno.** La molibdenita se disuelve lentamente en  $HNO_3$  diluido a temperatura ambiente. Pero a diferencia de la galena el azufre no se rechaza en forma elemental, sino que se oxida a iones sulfatos. En el  $HNO_3$  la forma de molibdeno es el ácido molibdeno ( $H_2MoO_4$ ) que no es soluble a menos que se agregue  $H_2SO_4$ . El molibdeno se disuelve en forma de catión de molibdeno  $MoO_2^{2+}$  como lo indican las siguientes reacciones:



El proceso de extracción de molibdeno a partir de la molibdenita por lixiviación con  $HNO_3$  depende del principio de disolución de la molibdenita para generar un licor sobresaturado con  $MoO_3$  y la posterior precipitación de óxido de molibdeno hidratado.

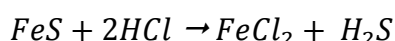
### **Lixiviación con ácido clorhídrico.**

A diferencia del  $HNO_3$  o el  $H_2SO_4$ , el  $HCl$  no es oxidante por naturaleza. Puede disolver ciertos óxidos y sulfuros metálicos formando cloruros. En el caso de los minerales no sulfurados el azufre pasa a  $H_2S$  que se incorpora como un agente oxidante en el sistema de lixiviación. El sulfuro de hidrógeno se procesa por separado para recuperar azufre elemental.

Los nódulos de manganeso, pirocloro e ilmenita son tres óxidos que han sido procesados con  $HCl$  que permite obtener sales de varios metales no ferrosos. La lixiviación con ácido clorhídrico sea utilizada en el tratamiento de algunos minerales sulfurados como la pirrotita, sulfuros de níquel y calcopirita.

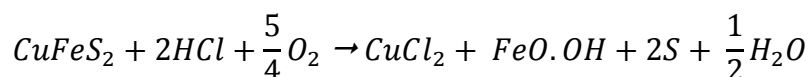
**Óxidos de titanio.** La lixiviación de ilmenita con  $HCl$  concentrado es una técnica que permite solubilizar el hierro presente en la ilmenita y enriquece el contenido de  $TiO_2$ . Cuando se lleva a cabo la operación se obtiene un producto con una concentración menor a 88 % de  $TiO_2$ . Cuando la lixiviación se lleva a cabo a una presión elevada el producto tiene una alta calidad que contiene 98 %  $TiO_2$  regularmente se emplea una presión de 0.3 a 0.34 MPa a temperaturas de 105 a 110 °C. De esta manera se elimina el óxido de hierro de la ilmenita parcialmente reducida por la lixiviación ácida.

**Sulfuros de hierro.** La pirrotita es una de los sulfuros de hierro que han sido lixiviados con ácido clorhídrico que otorga la disolución del hierro y generación de  $H_2S$  que se trata para la recuperación de azufre elemental. Este proceso debe ser controlado con el grado de acidez y la temperatura para permitir una correcta lixiviación.



En la práctica cuando se lixivia pirrotita con  $HCl$  siempre se forma azufre elemental en un bajo porcentaje se estima que alrededor de un 87 % del azufre contenido forma  $H_2S$ .

**Sulfuros de cobre.** La lixiviación de calcopirita con  $HCl$  es posible solo cuando se realiza la inyección de oxígeno como agente oxidante en condiciones de presión (300 kPa) y temperaturas elevadas (135 °C). Se han realizado diversos estudios para el tratamiento de estos sulfuros de cobre con el objetivo de solubilizar el cobre, precipitar el hierro y azufre de acuerdo a la reacción:



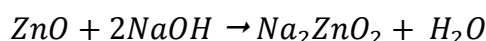
**Sulfuro de níquel.** El tratamiento hidrometalúrgico trata la mata de la conversión de cobre – níquel para disolver el níquel del sulfuro. El níquel tiene la particularidad de precipitar a altas concentraciones de  $HCl$  como cloruro de níquel, en este proceso es importante mantener una alta acidez en el sistema de lixiviación.

Posteriormente, los cristales de cloruro de níquel de alta pureza se someten a hidrólisis a una alta temperatura para formar óxido de níquel y cloruro de hidrógeno. La reducción del óxido por hidrógeno produce gránulos de níquel metálico y  $HCl$ . Posteriormente los lodos de la lixiviación se tuestan y lixivian con  $H_2SO_4$  para solubilizar el cobre que posteriormente será separado por electroobtención. Debido al riesgo que se tiene al mantener una alta acidez de la lixiviación de la mata Cu – Ni actualmente se emplea una autoclave a 150 °C empleando como oxidante cloro.

### 5.3.3 PROCESOS DE LIXIVIACIÓN EN UN MEDIO ALCALINO

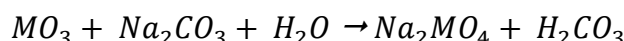
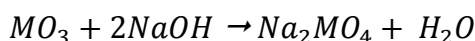
La lixiviación con álcalis es adecuada para minerales que se encuentra asociados con calcita y magnesita. A diferencia de los ácidos; los álcalis no son reactivos agresivos y son menos corrosivos. La concentración de estos reactivos es relativamente alta y se requieren temperaturas y presiones elevadas para lograr velocidades de lixiviación aceptables.

Los reactivos más utilizados son el hidróxido de sodio, hidróxido de amonio y carbonato de sodio. Cuando se tratan óxidos, hidróxidos y carbonatos de metales como aluminio, cobre y zinc que se solubilizan en una solución cáustica fuerte a compuestos solubles en agua como aluminato de sodio, cuprato de sodio y zincato de sodio. La reacción para formar zincato de sodio es:



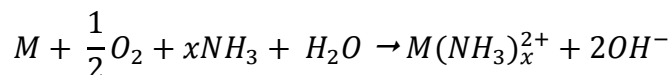
En los medios altamente alcalinos se sabe que los metales comunes permanecen como aniones complejos como  $Al(OH)_4^-$ ,  $Cu(OH)_4^{2-}$  y  $Zn(OH)_4^{2-}$ .

Los óxidos metálicos como V, Wo y W se pueden lixiviar con sosa cáustica a presiones ambientales o altas para formar vanadato, molibdato y tungstato solubles en agua, siempre que estén presente en sus estados de oxidación más alto. La reacciones generales es:



Donde M representa Mo y W. Cuando los metales se encuentran como óxidos inferiores, se requiere llegar a un óxido superior mediante el uso de un agente oxidante para su lixiviación.

La lixiviación en un medio amoniacal, se emplea para la lixiviación de minerales óxidos y sulfurados para la lixiviar iones metálicos como Cu, Ni, Zn, Co, Mn y hierro ferroso llegando a la formación de aminas. La estabilidad de estos iones depende de la concentración de los iones, la cantidad de  $NH_3$  presente y los aniones presentes. Los hidróxidos y carbonatos de metales como Cu, Zn, Ni y Co pueden disolverse fácilmente en una solución amoniacal. Algunos minerales necesitan un tratamiento previo que implica una tostación antes de la lixiviación con amoniaco, este es el caso de los óxidos de níquel y cobalto. Este tratamiento produce metales no ferrosos reducidos en formas elementales o una aleación que son susceptibles de lixiviación con amoniaco en presencia de oxígeno. La reacción general de disolución con amoniaco es:

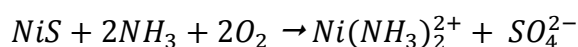


Si en el sistema se encuentra hierro ferroso, se forma una amina  $Fe(NH_3)_x^{2+}$  pero se descompone rápidamente en hidróxido férrico. La reacción de disolución de amoniaco no continúa hasta que se elimine los iones  $OH^-$  producidos durante la lixiviación. Esto se logra llevando a cabo la lixiviación amoniacal de minerales de óxido pre-reducidos en presencia de  $(NH_4)_2SO_4$  o  $(NH_4)_2CO_3$  para elimina los iones  $OH^-$  como lo indica la siguiente reacción:

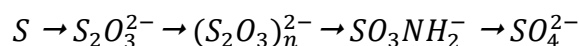




En cuanto a los minerales la lixiviación amoniaca se aplico con éxito para la recuperación de metales como el cobre, níquel y cobalto. Por ejemplo, la lixiviación de sulfuros de níquel con amoníaco se produce solo con la presencia de oxígeno como se muestra a continuación:



La oxidación de azufre a iones sulfato se lleva a cabo en la siguiente secuencia:



Estos estados intermedios se conocen como tiosulfato ( $S_2O_3^{2-}$ ), politionato ( $(S_4O_6)^{2-}$ ) y sulfamato ( $SO_3NH_2^-$ ). Sin embargo, el comportamiento de disolución de sulfuros como la calcopirita y pendandita son diferentes. Al ser sulfuros más complejos, la oxidación de hierro al estado férrico y su precipitación como óxidos hidratados sobre las partículas de sulfuro complica la cinética de la reacción. La capa de óxidos hidratados dificulta la reacción del oxígeno a la superficie de las partículas de sulfuro.

### Lixiviación con sosa cáustica.

La lixiviación con sosa caustica se aplica en:

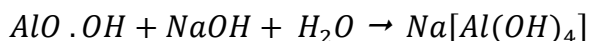
1. Óxidos como la bauxita y wolframita
2. Sulfuros como la molibdenita
3. Fosfatos de torio

**Óxido de aluminio.** La producción de alúmina a partir de bauxita se logra con una lixiviación caustica. Los pasos de lixiviación del óxido de aluminio son: (1) lixiviación de bauxita con una solución de  $NaOH$  bajo condiciones de presión y temperatura altas para disolver el aluminio como aluminato de sodio, (2) separación de la solución cargada de los lodos de lixiviación y (3) precipitación del hidróxido de aluminio ( $Al(OH)_3$ ) para su posterior calcinación para obtener alúmina. El residuo que queda después de la lixiviación con álcali de la bauxita contiene óxido de hierro, titanía, sílice y otras impurezas del mineral, así como alúmina no disuelta. Este residuo es llamado barro rojo se lava para recuperar el hidróxido de sodio. En los lodos de lixiviación se pueden encontrar óxidos de Fe, Ti, Mg y Ca. En el licor de la lixiviación se pueden encontrar impurezas de V y Ga que son nocivas para el aluminio y deben eliminarse antes de la precipitación de  $Al(OH)_3$ .

El aluminio está presente en la bauxita como una combinación de tres hidróxidos: gibbsita, bohemita y diáspora. La gibbsita con la fórmula  $Al(OH)_3$  se disuelve fácilmente en una solución de  $NaOH$  diluida como lo indica la siguiente reacción:



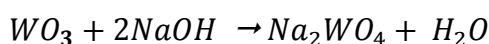
Los otros dos hidróxidos son la bohemita y diáspora que tiene una fórmula química ( $AlO - OH$ ) que se disuelve significativamente en una solución de  $NaOH$  concentrada y caliente de acuerdo con la siguiente reacción:



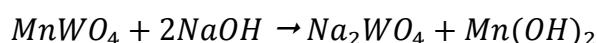
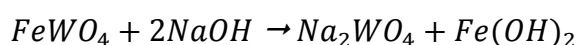
Esta característica de los minerales gibbsia, boehmita y diáspora permite que primero se lixivie la gibbsita antes de aumentar la concentración de  $NaOH$  y posteriormente aumentar la temperatura y concentración para disolver los demás hidróxidos.

Las condiciones de lixiviación dependen de las especies mineralógicas presentes en la bauxita, por ejemplo, la gibbsita se lixivia con una solución de 140 g/L de NaOH a 140 °C y 413 kPa de presión. Cuando la bauxita contiene esencialmente boehmita y diásporo se requiere una solución con una mayor concentración entre 350 a 600 g/L de NaOH, a una temperatura mayor a 180 °C, una presión alta de 0.93 MPa.

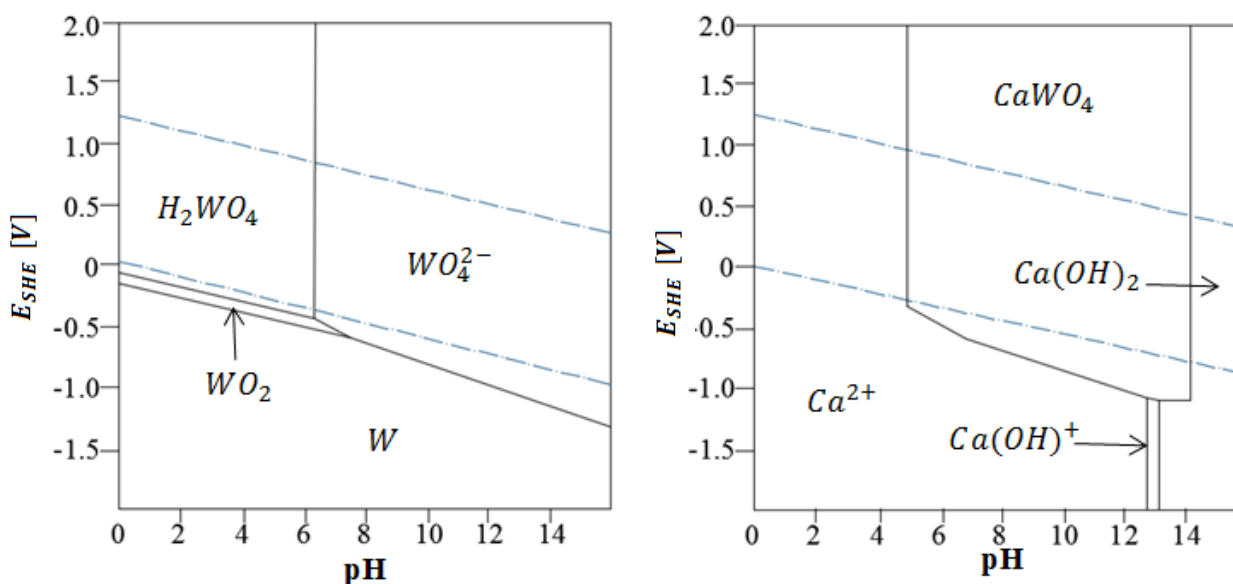
**Óxido de tungsteno.** La lixiviación de  $WO_3$  con sosa caustica forma tungstano soluble de acuerdo a la siguiente reacción:



El diagrama de Eh – pH del sistema  $W - H_2O$  indica que  $WO_4^{2-}$  es estable en especies iónicas alrededor de un pH de 8 o más, ver Figura 5.12. Pero los minerales de tungsteno como la wolframita y scheelita responden de diferente en una lixiviación con NaOH. La wolframita se puede lixiviar en una solución cáustica caliente.



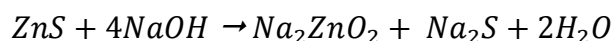
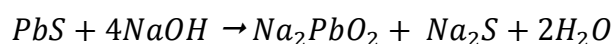
Al final de la lixiviación, la solución preñada se separa del residuo y se diluye para evitar la separación de los cristales de tungstato de sodio y la precipitación de hidróxidos de hierro y manganeso. El grado de dilución debe ser tal que el licor contenga 200 g/L de  $WO_3$  y de 30 a 60 g/L de NaOH. Después de la separación de hidróxidos de Fe y Mn, el filtrado se calienta a 80 a 90 °C con peróxido de sodio para oxidar cualquier sulfuro. El ácido tungstico ahora puede recuperarse directamente del licor de lixiviación por acidificación. La recuperación de tungsteno se realiza en forma de tungstato de calcio mediante la adicción de  $CaCl_2$ . Usualmente se agrega cal para asegurar la precipitación de impurezas como sílice en forma de un compuesto insoluble.



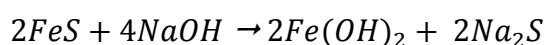
**Figura 5.12** Diagrama E-pH para un sistema  $W-H_2O$  y  $Ca-W-H_2O$  a 25°C [W] y [Ca] =  $10^{-3}$ . Adaptado de Gupta y Mukherjee (1990).

Para el caso de la scheelita se lleva a cabo una lixiviación favorable a un pH de 9. De acuerdo con el diagrama Eh – pH para el sistema  $Ca - W - H_2O$  que se muestra en la Figura 5.12, se observa que el  $CaWO_4$  se encuentra estable en un amplio rango de valores de pH de 5 a 14, por lo tanto, la solución de  $NaOH$  no muestra ninguna acción sobre la scheelita.

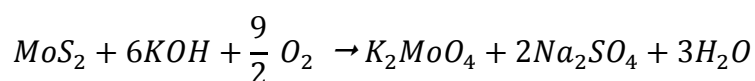
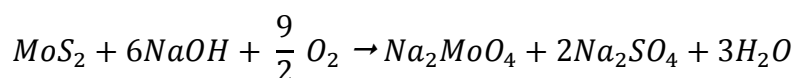
**Sulfuro de molibdeno.** La aplicación de la lixiviación cáustica para procesar sulfuros metálicos es muy limitada. El hidróxido de sodio puede lixiviar  $PbS$  y  $ZnS$  formando aluminato y cincato como se muestra en las siguientes reacciones:



Pero el  $NaOH$  no puede disolver los sulfuros de níquel y cobre. El sulfuro de hierro, reacciona con  $NaOH$  para formar hidróxido de hierro:

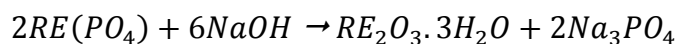
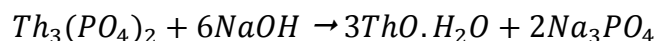


El único proceso de lixiviación con  $NaOH$  en sulfuros metálicos que sea llevado a cabo de manera eficiente es la molibdenita. Algunos estudios cinéticos en plantas piloto para lixiviar molibdenita en soluciones de  $NaOH$  y  $KOH$  en presencia de  $O_2$  permite su lixiviación de acuerdo a las siguientes reacciones:



El sulfuro disuelto en la solución de  $NaOH$  y  $KOH$  se produce un molibdato de potasio y molibdenato de sodio durante la lixiviación con una alta solubilidad en agua. Este proceso se lleva a cabo a una sobrepresión de  $O_2$  a 1.2 a 6.6 MPa a una temperatura de 156 – 175 °C para la oxidación – disolución de la molibdenita en un medio alcalino.

**Fosfato de torio.** La disolución de monacita que contiene fosfato de torio, el proceso alcalino implica hacer reaccionar monacita finamente molida con 50 % a 70 % de  $NaOH$  durante 4 horas a 140 °C. Posteriormente se separa el licor de los lodos por sedimentación, la solución contiene fosfato trisódico soluble en agua y el exceso de  $NaOH$  se decanta y filtra dejando tierras raras y torio como hidróxidos insolubles:

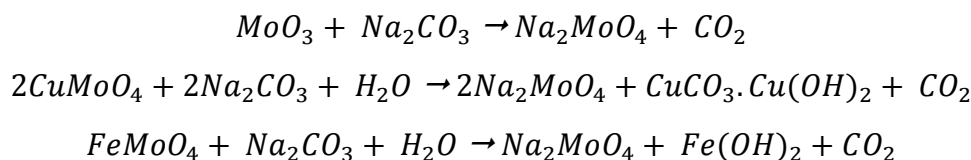


Tratar de estos hidróxidos con  $HCL$  disuelve el hidróxido de tierras raras y deja el torio sólido hidratado con algunas impurezas de hidróxidos de tierras raras posteriormente el torio se recupera mediante una solución ácida fuerte.

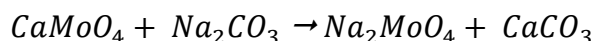
### **Lixiviación con carbonato de sodio.**

Gupta y Mukherjee (1990) indican que la solución de carbonato de sodio ha demostrado ser importante para lixiviar óxidos de molibdeno, tungsteno y uranio.

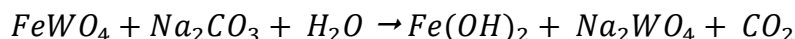
**Óxido de molibdeno.** En la lixiviación con carbonato de sodio, el concentrado de molibdenita se somete a un proceso de tostación otorgando como producto  $MoO_3$  después de la tostación el concentrado puede contener compuestos como  $CuMoO_4$ ,  $FeMoO_4$  y  $CaMoO_4$ . El carbonato de sodio se emplea para lixiviar concentrados tostados al descomponer todos los molibdatos de acuerdo con las siguientes reacciones:



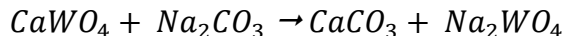
La lixiviación se lleva a cabo en cuatro o cinco etapas en contracorriente empleando una solución de carbonato de sodio del 8 al 10 %. El molibdeno del licor de lixiviación que contiene del 50 a 70 g/L de Mo se recupera como molibdato de calcio, al usar una concentración baja de  $Na_2CO_3$  a un pH de 8 – 8.5 en la etapa final se obtiene:



**Óxido de tungsteno.** La lixiviación con carbonato de sodio se aplica tanto en wolframita como en la scheelita. Para la wolframita es necesario eliminar el  $CO_2$  formado durante la reacción de lixiviación, la reacción de lixiviación es:

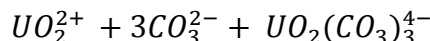


Por otro lado, la scheelita se disuelve en una solución de carbonato de sodio como se muestra en la siguiente reacción:



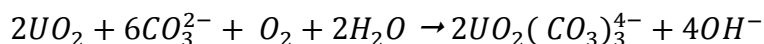
En comparación a la lixiviación cáustica, la reacción anterior se vuelve termodinámicamente más favorable, como se puede observar en el diagrama Eh –pH en la Figura 6.12 en el sistema  $Ca - W - CO_3 - H_2O$  indica que la región de estabilidad de  $CaWO_4$  es reemplazada y reducida por la región de  $CaCO_3$ . Para una mayor recuperación de tungsteno la operación se lleva a cabo en autoclaves a temperaturas alrededor de 200 °C.

**Óxidos de uranio.** La lixiviación de óxidos de uranio con una solución de carbonato de sodio se puede llevar a cabo, pero no es tan popular como la lixiviación con  $H_2SO_4$ . Este proceso se utiliza para la recuperación de uranio de recursos que tiene un alto contenido de carbonatos.

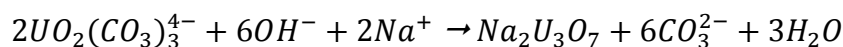


En el caso de lixiviación ácida o alcalina, el uranio en el mineral debe estar en forma hexavalente antes de su disolución. El agente oxidante puede ser aire, ion férrico y dióxido de manganeso. Cuando el uranio se encuentra en solución no está presente como cationes de uranio pero se encuentra en aniones complejos como  $SO_4^{2-}$  o  $CO_3^{2-}$ .

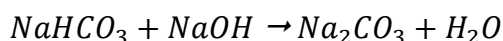
Cuando un mineral de uranio hexavalente, como la carnotita se lixivia con una solución de carbonato de sodio, la disolución del uranio se produce mediante la formación de iones tricarbonato. En el caso de la uraninita, la disolución se lleva a cabo solo en presencia de un oxidante como  $H_2O_2$ ,  $KMnO_4$  y  $O_2$ . La reacción de lixiviación es:



La disolución del uranio se acompaña de la generación de iones  $OH^-$ . Debido a esto la solución se vuelve cada vez más alcalina y puede precipitar al uranio en una etapa superior como se muestra en la siguiente reacción:



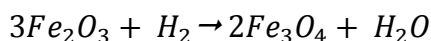
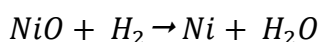
El aumento de la alcalinidad es negativo para la eficiencia de la lixiviación para evitarlo se incorpora bicarbonato de sodio o algún otro catión ácido con el lixivante para neutralizar los iones  $-OH$  generados durante la lixiviación. La reacción de neutralización se escribe como:



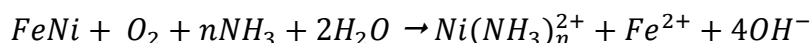
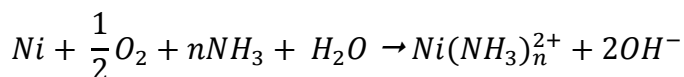
### Lixiviación con amoníaco.

Las principales aplicaciones que involucran a la lixiviación con amoníaco o sales amoniacales incluyen el procesamiento de óxidos de níquel, nódulos de manganeso y menas de cobre.

**Óxidos de níquel.** Las lateritas ricas en níquel regularmente se encuentran asociados a silicatos con una gran cantidad de  $MgO$  inadecuado para la lixiviación con  $H_2SO_4$ . Su ruta de procesamiento consta de su reducción mediante una tostación seguida de una lixiviación amoniacal. Esta lixiviación se lleva a cabo con agentes reductores como  $C$ ,  $CO$  y  $H_2$  para llevar a cabo la siguiente reacción:

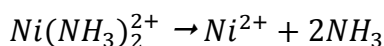


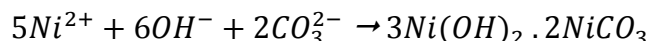
La reducción del mineral es esencial para llegar al níquel metálico. Cuando el mineral se pone en contacto con una solución amoniacal en presencia de oxígeno, el níquel se oxida y se disuelve formando una amina de acuerdo a las siguientes reacciones:



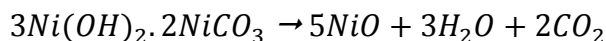
El sistema de  $Ni - NH_3 - H_2O$  se puede identificar que las especies de níquel son estables a diferentes pH y bajo diferentes condiciones oxidantes. En ausencia de iones  $NH_3$  y  $NH_4^+$ , el níquel se precipita como hidróxido de níquel a un pH de 6. Cuando estos iones se encuentran en el sistema al mismo pH, el níquel se solubiliza formando  $[Ni(NH_3)_2]^{2+}$  pero aun pH superior a 6 cambia a  $[Ni(NH_3)_4]^{2+}$  y con un pH superior a 8 se tiene  $[Ni(NH_3)_6]^{2+}$  teniendo presente  $NH_3$  en el sistema acuoso. El níquel puede precipitar como hidróxido cuando el pH es mayor a 10. Para una lixiviación eficiente el pH de la solución amoniacal debe estar controlado a un pH de 8 y 9 agregando  $(NH_4)_2CO_3$  o también  $(NH_4)_2SO_4$ .

La recuperación de óxido de níquel del licor de lixiviación se logra después de la separación de las trazas de hierro ferroso presente en el licor que precipita en forma de hidróxido. El licor amoniacal se calienta con vapor para eliminar el amoníaco. La precipitación del níquel se produce cuando la concentración de amoníaco desciende aproximadamente al 2 % y al eliminarse el amoníaco, el carbonato de níquel insoluble se separa de acuerdo a las siguientes reacciones:



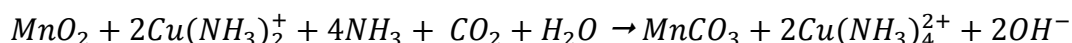


Durante este proceso de recuperar como gas el  $NH_3$  y  $CO_2$ . La pulpa se filtra y se calcina para producir óxido de níquel. La reacción de la calcinación es:



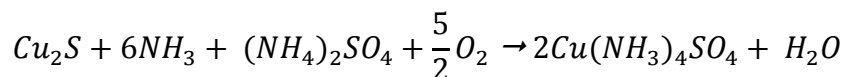
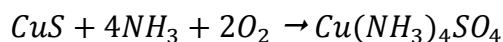
El polvo de óxido de níquel calcinado se aglomera junto con antracita y se sinteriza para producir un producto que contiene alrededor del 88 % de níquel en forma metálica.

**Nódulos de manganeso.** Para la metalurgia resulta importante la recuperación de Cu, Ni, Co, y Mo mediante la lixiviación directa de nódulos de manganeso en una solución acuosa amoniacal. Durante la lixiviación, los iones cuprosos reaccionan con los nódulos de acuerdo a la siguiente reacción:



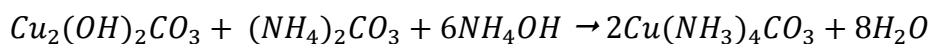
Esto permite la disolución de Cu, Ni, Co y Mo mientras que el hierro permanece en los lodos de la lixiviación.

**Sulfuro de cobre.** La lixiviación a presión en una solución amoniacal de concentrados sulfurados ha sido investigada por diversos autores. Los sulfuros de cobre son de gran interés para este proceso por su gran solubilidad del concentrado de sulfuro de cobre en la solución amoniacal en condiciones oxidantes. Los diferentes minerales sulfurados de cobre se disuelven en una solución amoniacal oxigenada formando  $Cu(NH_3)_4^{2+}$  de acuerdo con las siguientes reacciones:

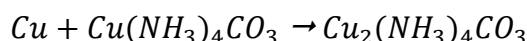


La lixiviación debe realizarse solo en condiciones en las cuales se garantice la estabilidad de  $Cu(NH_3)_4^{2+}$  de acuerdo con el diagrama Eh – pH para el sistema Cu –Fe-S- $H_2O$ . La calcocita, covelita son fáciles de lixiviar a bajas temperaturas y presiones de  $O_2$ . La respuesta pobre de los demás sulfuros de cobre se debe a la cantidad de Fe que afecta la cinética de la reacción como es el caso de la calcopirita y la bornita.

La lixiviación con amoníaco se ha empleado en algunas operaciones para la lixiviar jales de baja ley a partir de carbonatos de cobre como la malaquita y cobre nativo. La malaquita se disuelve de acuerdo a la siguiente reacción:

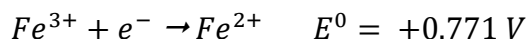


El cobre nativo se disuelve en carbonato de amonio cuproso:



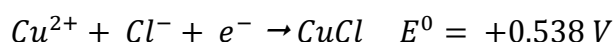
### 5.3.4 LIXIVIACIÓN CON IONES FÉRRICOS Y CÚPRICOS

La lixiviación con iones férricos y cúpricos en medios ácidos se ha aplicado exclusivamente para procesar sulfuros de metales base. En el caso de un lixivante que contiene hierro, el par redox está dado por:

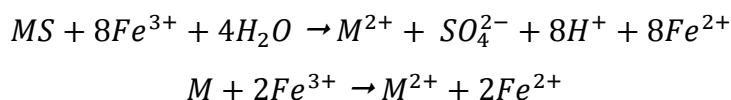


Este potencial ayuda para oxidar a los sulfuros metálicos un potencial bajo hasta de 0.4 V es suficiente para oxidar  $CuS$  o  $Cu_2S$  a iones  $Cu^{2+}$  en un rango de  $pH < 2$  cuando se encuentra en el sistema acuoso un ion férrico. La relación de  $Fe^{3+}/Fe^{2+}$  encuentra una gran aplicación para disolver metales como el Cu, Ni, Co, Zn desde un mineral sulfurados en un medio ácido.

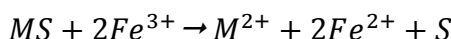
La lixiviación con iones cúpricos el potencial de oxidación estándar del par redox  $Cu^{2+}/Cu^{+}$  en un medio ácido se expresa como:



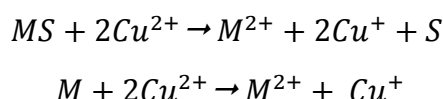
De esta manera se puede observar que los pares redox  $Fe^{3+}/Fe^{2+}$  y  $Cu^{2+}/Cu^{+}$  se demuestra que el ion férrico es un agente oxidante más fuerte que los iones cúpricos. La lixiviación de un sulfuro metálico (MS) o un metal (M) con  $FeH$  se da por la siguiente reacción:



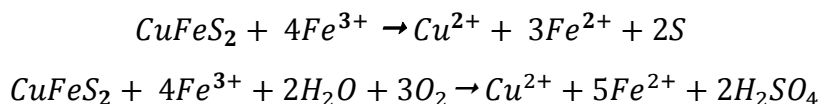
En medios férricos ácidos se espera que termodinámicamente la lixiviación de sulfuros metálicos produzca sulfato pero en realidad la reacción produce azufre elemental.



No se lleva a cabo la oxidación del azufre a iones  $SO_4^{2-}$  debido al carácter hidrofóbico del azufre cinéticamente no es favorable. La lixiviación de sulfuros metálicos con iones cúpricos puede representarse mediante la siguiente reacción:

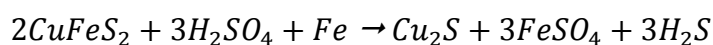
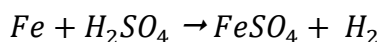


**Lixiviación de calcopirita con iones férricos.** Las reacciones de disolución bajo las cuales se obtiene la disolución de la calcopirita en una solución de sulfato férrico son:



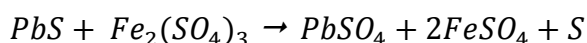
La lixiviación ácida de sulfato férrico no es un método muy eficaz para lograr altas recuperaciones de cobre. La causa es la formación de una capa de azufre elemental que impide que las partículas reaccionen. La velocidad de extracción del cobre depende de la temperatura de la solución con una temperatura mayor a 35 °C se extrae un 38 % de cobre en 5 horas. Se ha demostrado que la adición de ion cloruro a la solución de sulfato férrico acelera la disolución de la calcopirita a temperaturas superiores a 50 °C.

Otro método propuesto es someter el mineral a una reducción empleando polvo de hierro en un medio ácido de  $H_2SO_4$  da lugar a las siguientes reacciones:

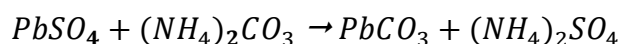


La velocidad de disolución del cobre reducido por el polvo de hierro es más rápida que la del mineral solo en una solución ácida de sulfato férrico.

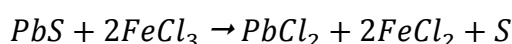
**Lixiviación de galena con iones férricos.** La galena muestra una disolución rápida en una solución de sulfato férrico caliente y produce  $PbSO_4$  insoluble. Si la galena se asocia con otros sulfuros es posible aplicar este proceso de lixiviación con sulfato férrico para extraer gran parte de las impurezas y dejar el plomo como un precipitado insoluble para su procesamiento posterior. Con temperaturas entre 80 y 100 °C la galena es atacada de acuerdo a la siguiente reacción:



Cuando el concentrado se lixivia con una solución caliente de sulfato férrico para producir sulfato de plomo y azufre elemental. Posteriormente la pulpa se filtra y la solución de sulfato férrico se regenera por electrólisis en una celda. El residuo se trata con carbonato de amonio para dar lugar a una forma soluble en ácido y obtener sulfato de amonio como subproducto:

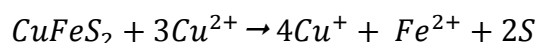


El producto de carbonato de plomo de la operación se disuelve en ácido hidrofúosilícico y la solución se electroliza para recuperar el plomo puro al 99.9 % y regenerar el  $H_2SiF_6$ . La galena se puede oxidar fácilmente mediante soluciones de cloruro férrico para formar una sal de  $PbCl_2$  con una alta actividad de  $Cl^-$ , iones  $PbCl_4^{2-}$ . La galena se lixivia en una solución de  $FeCl_3$  de acuerdo con la siguiente reacción:



La disolución completa de la galena es difícil por el recubrimiento de las partículas con azufre elemental. El siguiente paso de la lixiviación es la electrólisis para depositar plomo en el cátodo y formar cloruro férrico en el ánodo.

**Lixiviación con cloruro cúprico.** El concepto de utilizar cloruro cúprico para lixiviar minerales de cobre es un concepto que se basa en cuatro pasos. El primer paso se trata de la lixiviación a 105 °C a presión ambiente para disolver el cobre y hierro como se indica a continuación:



El segundo paso implica el tratamiento de los residuos para la recuperación de azufre elemental y la purificación del licor por la precipitación de impurezas en forma de hidróxidos. El tercer paso emplea una electrólisis para depositar el cobre simultáneamente del catolito y regenerar el lixiviado en el anolito. El cuarto paso es asociado al reciclaje del anolito como agente de lixiviación.

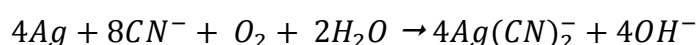


### 5.3.5 LIXIVIACIÓN CON CIANURO

El cianuro es químicamente el reactivo utilizado en la complejación con metales de transición como el oro y plata. El oro es un metal noble y químicamente inerte, sin embargo, forma compuestos químicos en dos estados de oxidación aurosa ( $Au^+$ ) y áurica ( $Au^{3+}$ ). Estos compuestos áuricos son poco solubles en agua y el ion áurioso es menos estable que el ion áurico en un medio acido. Sin embargo, el ion auroso reacciona con  $CN^-$ ,  $CNS^-$  para formar complejos solubles estables en solución. De igual manera el ion áurico forma complejos solubles en agua del tipo  $AuX_4$  ( $X = Cl^-, Br^-, I^-, CN^-, CNS^-$ ). La ecuación química que representa la disolución del oro en una solución de cianuro es:



La disolución de la plata en una solución de cianuro es de manera similar:

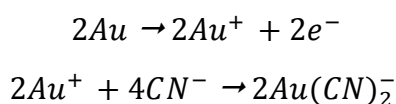


La disolución del oro es una reacción electroquímica en la que el oxígeno toma electrones de una parte de la superficie metálica (zona catódica en la superficie del oro), mientras que el metal los otorga en otra (zona anódica en la superficie del oro). De acuerdo a estas reacciones la velocidad de disolución es una función de la concentración de cianuro. A altas concentraciones de cianuro, la velocidad de disolución es función de la concentración de oxígeno. Las principales ventajas de la cianuración son la selectividad del cianuro libre para la disolución del oro y estabilidad del complejo de cianuro.

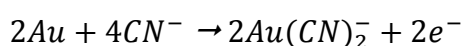
La cinética de la reacción de la cianuración es importante porque la mayoría de las plantas opera al máximo rendimiento. Los factores que afectan la cinética de la lixiviación son el tamaño de grano, efectos galvánicos durante el proceso, velocidad de agitación, temperatura, cianuración de otros iones y el pre-robo del oro en solución. El oro grueso se recupera por una concentración gravimétrica antes de la lixiviación.

Haque (1992) reconoció que la disolución del oro en una solución de cianuro es similar a un proceso de corrosión de metales en el que el oxígeno disuelto se reduce a  $H_2O_2$  o  $OH^-$ . Por lo tanto, el oro se disuelve anódicamente con la liberación de electrones, lo que reduce el oxígeno disuelto catódicamente en ion hidroxilo. El mecanismo de transferencia de electrones del oro sólido al oxígeno disuelto ocurre en una capa límite de Nernst de la superficie de las partículas de oro.

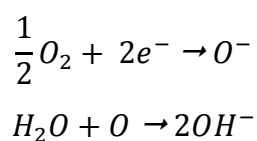
Reacción anódica es:



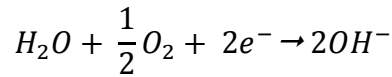
La reacción general es:



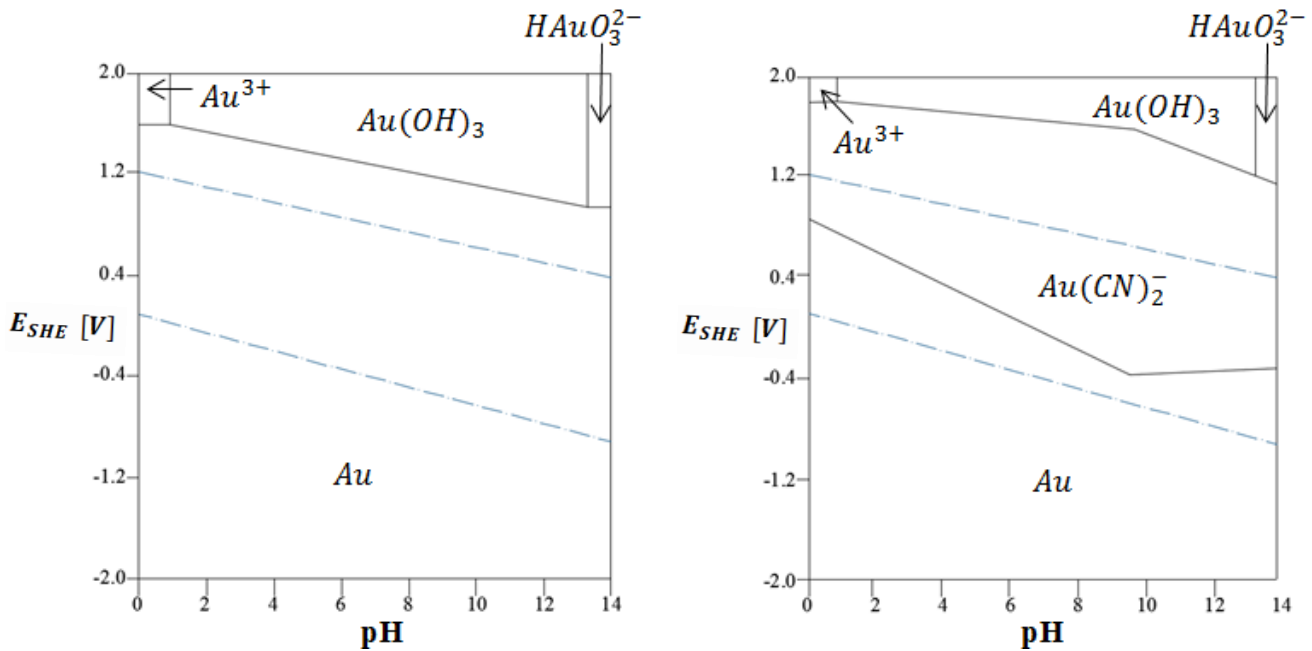
Reacción catódica.



La reacción general es:

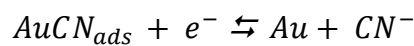


Los mecanismos de cianuración de oro son reacciones heterogéneas y puede interpretarse en un diagrama de E – pH para un sistema  $Au - H_2O$  y  $Au - CN - H_2O$  en condiciones estándares como se muestra en las Figura 5.13.



**Figura 6.13** Diagrama E-pH para un sistema  $Au-H_2O$  y el sistema  $Au-CN-H_2O$  a  $25^\circ C$   $[Au]$  y  $[CN] = 10^{-3} mol/L$ . Adaptado de Haque (1992).

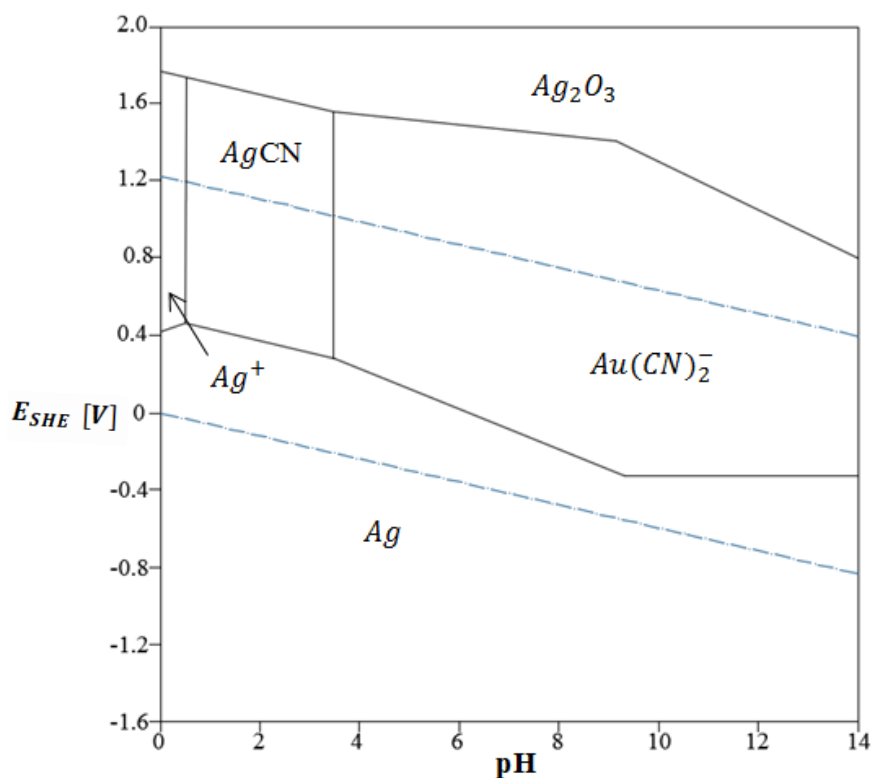
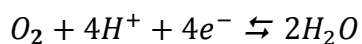
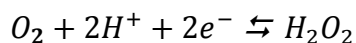
De acuerdo al potencial de oxidación que se muestran en los dos diagramas de E – pH convencionalmente la cianuración se realiza a un pH 10 o superior para lograr una condición oxidante para disolver el oro. En la Figura 5.13 se puede observar que la región de solubilidad de oro se extiende tanto en regiones acidas como básicas, pero el  $HCN$  es demasiado tóxico generalmente la cianuración se lleva a cabo a un rango de pH de 10 a 12. Además, el  $HCN$  es un ácido débil por lo que la concentración de  $CN^-$  aumenta con el aumento del pH. El cianuro es uno de los pocos compuestos que pueden disolver el oro en medios oxidantes, se cree que el cianuro se adsorbe primero y forma un intermedio:



Formando una película pasiva de  $AuCN_{ads}$  que ocurre como reacción anódica. A esta reacción anódica sigue una reacción adicional de cianuro para formar el complejo de cianuro auroso:



El diagrama de Pourbaix asociado para el cianuro para la plata y oro se muestra en la Figura 5.14. La reacción de la plata y el cianuro da como resultado un compuesto de cianuro de plata insoluble a niveles de pH por debajo de 3.5. Para que la reacción de cianuro – metal consuma electrones para la formación de agua o peróxido de hidrógeno. El peróxido de hidrógeno se descompone en iones de oxígeno e hidrógeno u oxígeno y agua.

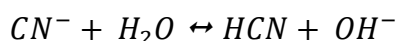


**Figura 5.14** Estabilidad de los complejos de cianuro de plata y oro en un diagrama E-pH a 25°C [Au] = [CN] = [Ag] 10<sup>-3</sup> mol/L. Adaptado de Marsden y House (2009).

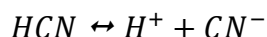
Las sales de cianuro simple como el cianuro de sodio, potasio y calcio, se disuelven e ionizan en agua para formar sus respectivos cationes metálicos e iones de cianuro libres de la siguiente manera:



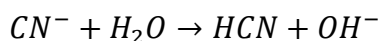
Los iones de cianuro se hidrolizan en agua para formar iones de cianuro de hidrógeno molecular (HCN) e hidroxilo (OH<sup>-</sup>) con el correspondiente aumento del Ph.



El cianuro de hidrógeno es un ácido débil que se disocia de forma incompleta en el agua de la siguiente manera:



En la Figura 5.15 se muestra el alcance de las reacciones de disociación de acuerdo a su pH. Con un pH de 9.3 la mitad del cianuro existe como cianuro de hidrógeno y la mitad como iones de cianuro libre. Aun pH mayor al 10.2 el 90 % el cianuro está presente como cianuro libre. Esto es importante porque el cianuro de hidrógeno tiene una presión de vapor alta y como consecuencia es fácil de volatizar en condiciones atmosféricas. Es importante mencionar que durante la operación para evitar la hidrólisis del cianuro, la lixiviación debe realizarse en condiciones alcalinas para evitar la generación de ácido cianhídrico:



El ácido cianhídrico y los compuestos de cianuro que liberan iones de cianuro libre son sustancias altamente tóxicas siendo un veneno de acción rápida. Considerando esto las aplicaciones de cianuro en operaciones deben de apegarse de acuerdo al Código Internacional de Manejo de Cianuro para la Fabricación Transporte y uso de Cianuro en la Producción de oro (Cyanide Code) que es el punto de partida para realizar mejores prácticas en cuanto la gestión del cianuro utilizado para la extracción de oro.

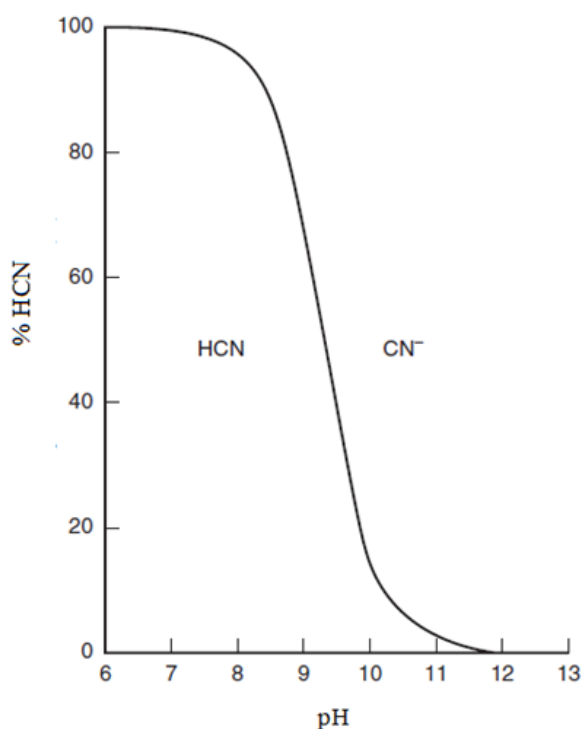
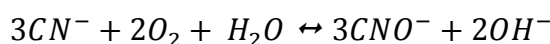
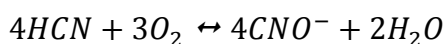
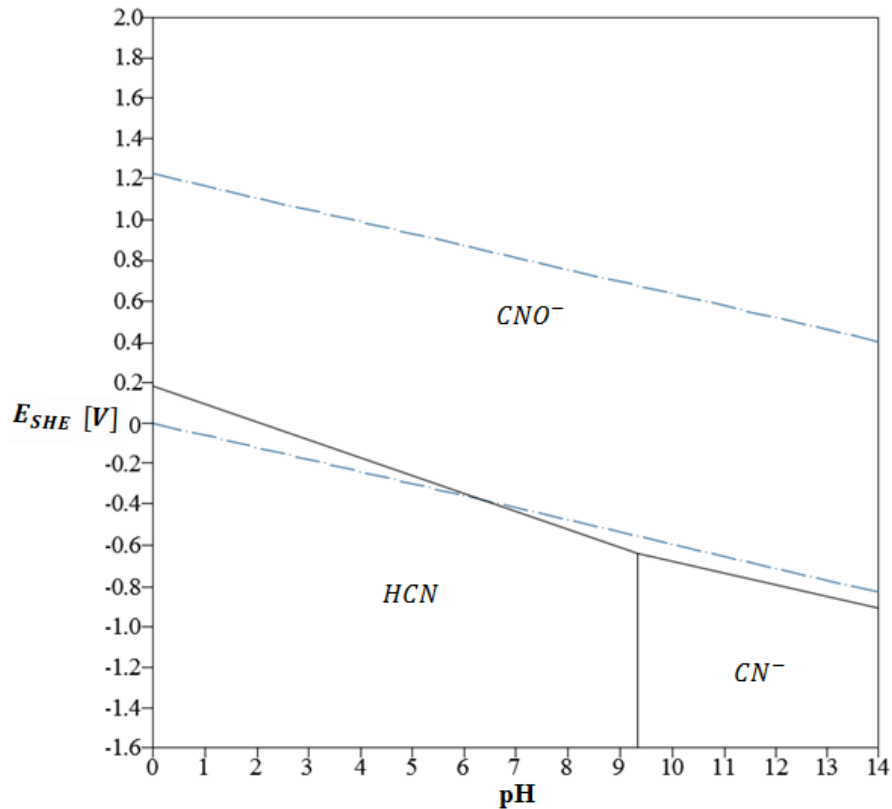


Figura 5.15 Concentración de equilibrio de HCN y  $\text{CN}^-$  en función del pH. Adaptado de Haque (1992).

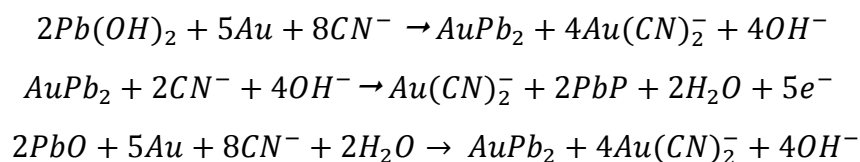
Tanto el cianuro de hidrógeno como el cianuro libre se pueden oxidar a cianato en presencia de oxígeno y en condiciones de oxidación adecuadas, como se muestra en el diagrama E – pH para el sistema  $\text{CN} - \text{H}_2\text{O}$  que se muestra en la Figura 5.16. Las reacciones son:





**Figura 5.16** Diagrama E-pH del sistema CN -H<sub>2</sub>O a 25° C [CN] = 10<sup>-3</sup> M . Adaptado de Marsden y House (2009).

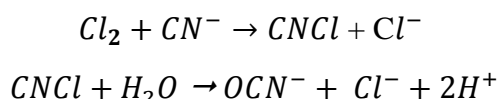
Adams (2016) menciona que se ha observado que iones de plomo, mercurio, bismuto y talio aceleran la velocidad de disolución de oro. Es por eso que la adición de sales de plomo (nitrato de plomo principalmente) a las soluciones de cianuro es una práctica común para contrarrestar el efecto nocivo de los sulfuros. El plomo reacciona con el oro para formar AuPb<sub>2</sub>, AuPb<sub>3</sub> y plomo metálico que acelera la disolución del oro, se ha demostrado que la presencia del plomo también reduce la fuerza electromotriz de la reducción del oxígeno:



La presencia de sulfuros como rejalgar, pirrotita, calcopirita, piritita y arsenopirita reducen la cinética de lixiviación del oro. Esto se debe a que el azufre en el sistema de lixiviación forma una capa parcial de sulfuro en la superficie expuesta del oro evitando que el contacto con el cianuro. La presencia de iones Ag<sup>+</sup>, Cu<sup>2+</sup>, Fe<sup>2+</sup>, Fe<sup>3+</sup> forman complejos con el cianuro evitando que el oro se lleve a la solución.

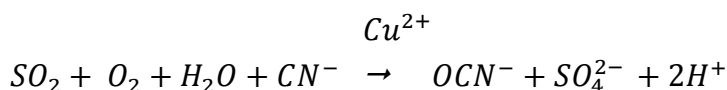
Como el cianuro es empleado no solo para lixiviar oro, sino que también como reactivo de flotación es fundamental darle un tratamiento como residuo para evitar problemas con su toxicidad. El tratamiento del cianuro se basa en un proceso de destrucción que utiliza reacciones químicas o biológicas para convertir el cianuro en otro menos tóxico normalmente cianato.

La cloración alcalina es uno de los tratamientos eficaz para el tratamiento de cianuro a concentraciones bajas, pero es un proceso relativamente caro por la alta cantidad de reactivos para lograr la destrucción del cianuro. El primer paso es que cianuro se convierta en cloruro de cianógeno y el segundo paso es que el cloruro de cianógeno se hidrolice para producir cianato:

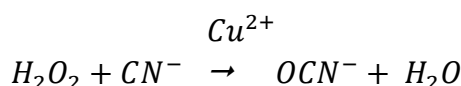


Durante este proceso un ligero exceso de cloro a pH alcalino, el cianato se hidroliza para producir amoníaco. Si hay suficiente cloro en exceso disponible la reacción continua hasta que se reduce el amoníaco a gas nitrógeno. Durante el proceso de cloración el cianuro se puede oxidar preferentemente a tiocianato que demanda un consumo excesivo de cloro.

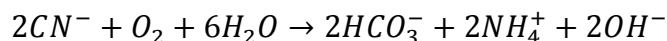
Otro proceso emplea dióxido de azufre y aire a un pH alcalino en presencia de un catalizador de cobre soluble para oxidar el cianuro a cianato:



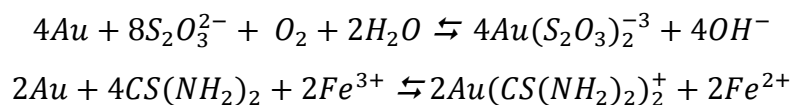
Otro tratamiento aceptado emplea peróxido de hidrógeno y un catalizador de cobre. Este proceso es similar al que utiliza dióxido de azufre, pero en su lugar utiliza peróxido de hidrógeno:



Para cianuros libres un método documentado es su precipitación con hierro ferroso para producir una variedad de compuestos solubles e insolubles principalmente hexacianoferrato o llevar acabo compuestos de cobre o zinc para ser cargados en carbón activado. Un enfoque actual en la implementación de microorganismos para realizar la oxidación del cianuro biológicamente:

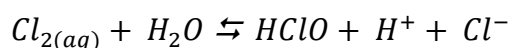


Adams (2016) menciona que actualmente se han planteado diferentes agentes lixiviantes para la extracción de oro cuando la implementación de cianuro no es posible estos procesos continúan en estudios para implementarse industrialmente: (1) lixiviación con tiosulfato, (2) lixiviación con tiourea y (3) lixiviación con haluros principalmente cloro.



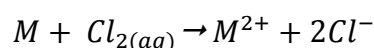
### 5.3.6 LIXIVIACIÓN CON CLORO E HIPOCLORITO

Después del oxígeno, el cloro es uno de los oxidantes que tiene una gran aplicación para la disolución de metales y sulfuros en medios acuosos. La alta reactividad del cloro acuoso hacia los sulfuros metálicos, permite una excelente solubilidad de los cloruros de metales en agua y la posibilidad de recuperar azufre en forma elemental es una de las cualidades del proceso de cloración en un medio acuoso. El equilibrio del cloro en el agua a temperatura ambiente se representa por la siguiente reacción:

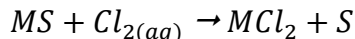


Esta expresión indica que a valores de pH ácidos el  $Cl_2$  es la especie predominante. A medida el pH de la solución se mantiene entre 4 y 7.5 el  $HClO$  se vuelve estable y con un aumento del pH ( $> 7.50$ ), el  $HClO$  se disocia para producir iones hipoclorito ( $ClO^-$ ). Estas tres especies actúan como agente oxidante fuerte. El proceso de lixiviación puede llevarse a cabo en una solución acuosa de cloro, ácido hipocloroso o hipoclorito dependiendo del pH de la solución.

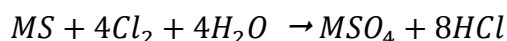
El cloro en una solución ácida puede disolverse fácilmente la mayoría de los metales base formando cloruros de acuerdo a la reacción:



El  $Cl_2$  acuoso se puede utilizar para disolver metales base o lixiviar minerales oxidados. Su más grande aplicación se encuentra la lixiviación de sulfuros metálicos. Esta reacción de lixiviación es:



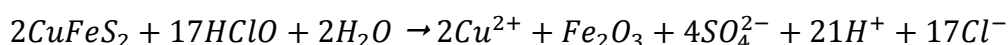
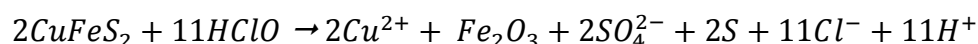
Ante una extensa cloración en el medio acuoso, la reacción es:



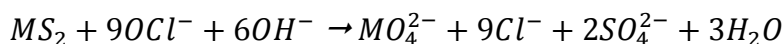
En muchos casos, la lixiviación a presión con cloro va seguida de un proceso de oxigenación en el mismo reactor para utilizar el ácido generado durante la cloración y precipitar simultáneamente el hierro disuelto.

La cloración se ha investigado a nivel laboratorio para el tratamiento de minerales sulfurados de cobre, concentrados de plomo y zinc, matas de plomo, concentrados de níquel y cobre.

A pesar que el  $Cl_2$  acuoso es un agente oxidante eficaz, este carece de efectividad particularmente con los minerales sulfurados de hierro que están presentes en la mayoría de los minerales sulfurados. La lixiviación de concentrados sulfurados con ácido hipocloroso a un pH de 4 a 6 más allá de la zona de estabilidad del  $Fe^{3+}$  permite la disolución del metal base y no del hierro. Por ejemplo, la lixiviación de calcopirita con ácido hipocloroso sucede de acuerdo a la siguiente reacción:



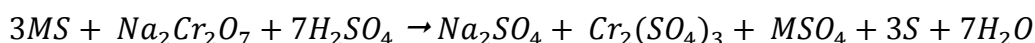
La lixiviación con hipoclorito a pH neutro es bastante selectiva. La lixiviación con hipoclorito de un sulfuro metálico  $MS$  o  $MS_2$  sigue esta reacción:



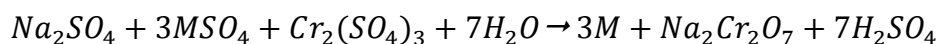
La lixiviación con ácido hipocloroso o hipoclorito es una propuesta atractiva para el tratamiento de concentrados sulfurados de metales como Cu, Ni, Zn sin disolver el hierro. Sin embargo, este enfoque de lixiviación solo se ha llevado a escala laboratorio.

### 5.3.7 LIXIVIACIÓN CON DICROMATO

Los minerales sulfurados se pueden oxidar mediante el ion dicromato en presencia de ácido sulfúrico. El sistema de lixiviación proporciona un potencial de oxidación de 1.3 V. La lixiviación del sulfuro metálico MS en una solución de dicromato con  $H_2SO_4$  se puede presentar como:



Para este tipo de procesos, es necesaria la regeneración del cromo por su alto costo. La regeneración se logra electrolizando el licor en una celda. La reacción de la celda es:



De esta manera, el metal base se deposita en el cátodo y la regeneración del dicromato de sodio se da en el ánodo de manera simultánea. La aplicación de este proceso empleado dicromato sea realizado en pruebas de laboratorio para tratar concentrados sulfurados sin ser probado industrialmente. El proceso consta de los siguientes pasos: (1) lixiviación del concentrado con una solución de ácido sulfúrico y dicromato de sodio, (2) filtrado de los lodos de lixiviación, (3) eliminación del hierro y azufre disueltos en el autoclave, (4) electroobtención del cobre de la solución y la regeneración de dicromato, (5) reciclaje del dicromato, (6) eliminación del azufre elemental de los sólidos y (7) usos de una etapa de flotación para rechazar la ganga y la pirita de los sólidos para su reciclaje al proceso de lixiviación.

### 5.3.8 LIXIVIACIÓN DE ÓXIDOS

Vignes (2011) señala que los principales óxidos que son tratados en una lixiviación industrialmente son:

- Óxidos de aluminio (bauxita).
- Productos de la calcinación de minerales de zinc sulfurados.
- Minerales de cobre oxidados (malaquita).
- Lateritas.
- Óxidos de uranio.
- Óxidos de titanio.

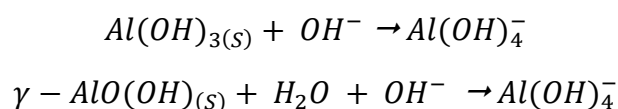
La mayoría de estos minerales contienen óxidos de hierro que son un subproducto. Dependiendo del mineral y su contenido de hierro, la reacción de lixiviación lleva a una disolución selectiva del óxido deseado, una disolución total de los óxidos de la mena o una precipitación del hierro. Los datos termodinámicos sobre la solubilidad de cada óxido e hidróxido establecen las condiciones operativas básicas de cada mineral, así como el tipo de reactivo a utilizar y el pH de la solución. Por ejemplo, los minerales de zinc ricos en óxidos de hierro, la lixiviación ácida disuelve los óxidos de hierro y zinc, mientras que la lixiviación



alcalina solo disuelve el óxido de zinc, para llegar a esta conclusión es importante la interpretación de los diagramas de Pourbaix correspondientes de cada sistema.

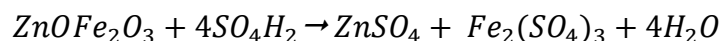
El tipo de lixiviación ácida o alcalina depende si queremos una solución total de los óxidos o solo la disolución selectiva del óxido deseado. En un medio ácido y alcalino, la velocidad de disolución de un hidróxido suele ser más rápida que la velocidad de disolución de un óxido.

**Lixiviación de óxidos e hidróxidos de aluminio.** La lixiviación de hidróxidos y óxidos de bauxita, así como alúmina se realizan en una solución caustica:



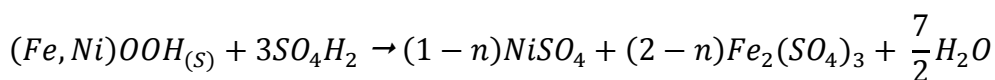
Una concentración de  $NaOH$  relativamente baja (1.2 mol/L) y una temperatura de 40 a 160°C permite una disolución casi completa de 1 mol/L de gibbsita. Para la boehmita se debe alcanzar una temperatura de 230 °C para su disolución total.

**Lixiviación de óxidos de zinc.** La disolución de óxidos de zinc se lleva a cabo a bajas temperaturas en un medio ácido (pH 1.7) de manera completa y la disolución completa de la ferrita se logra en un medio fuertemente ácido que se logra con ácido clorhídrico y sulfúrico, con la formación de sulfato de zinc y sulfato férrico:



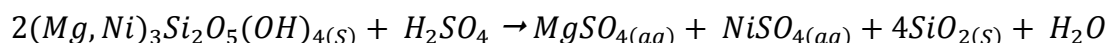
Esta reacción es relativamente lenta en comparación con el óxido de zinc, depende de la temperatura y la concentración de ácido sulfúrico. Para partículas de 20  $\mu m$  y una solución de ácido sulfúrico con una concentración de 1 M a 95 °C se requiere un tiempo mayor a 90 minutos para obtener una disolución completa.

**Lixiviación de óxidos de níquel.** Las lateritas limoníticas contienen de 0.8 a 1.8 % de Ni, 50 a 75 % de  $Fe_2O_3$ , 0.5 – 5 % de  $MgO$  y 1.5 a 6 % de  $SiO_2$ . Su lixiviación, se lleva a cabo en una solución de ácido sulfúrico a una temperatura de 95 a 105°, obteniendo sulfatos:



Para una pulpa de partículas porosas con un tamaño de 6.5  $\mu m$ , una densidad del 20 % de agua en masa y una concentración de  $H_2SO_4$  de 270 g/L se puede llevar a cabo una disolución completa en dos horas.

Para lateritas de saprolitas se tiene del 1 -3.5 % de  $Fe_2O_3$ , 25 – 38 % de  $MgO$  y de 40 -55 % de  $SiO_2$ , siendo el componente principal el silicato de magnesio – níquel cuya lixiviación produce sulfatos:

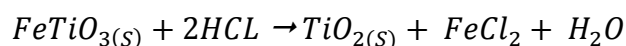


**Lixiviación de óxidos de titanio.** La obtención de óxido de titanio a partir de ilmenita se realiza mediante una disolución selectiva con el óxido de hierro de manera industrial al lixiviar la ilmenita con soluciones de ácido sulfúrico o clorhídrico. Con una solución de ácido sulfúrico al 22 % - 23 %, después de ocho horas a 130 °C se obtiene un lodo con una composición de 97 % de  $TiO_2$ , 1 %  $Fe_2O_3$ , 0.5 % de  $Al_2O_3$  y 0.5 % de  $SiO_2$ . Aproximadamente a 100°C en una solución sulfúrica concentradas de 4 a 12 M se produce una disolución de una partícula de ilmenita:



Este proceso industrial de sulfato, se lleva a cabo con ácido sulfúrico al 98.5 %, esta reacción exotérmica inicia calentando vapor para alcanzar una temperatura de 170 – 220 °C. El tiempo de operación es de 10 a 12 horas. Se obtiene una masa sólida de diversos complejos sólidos  $TiOSO_4$  y  $FeSO_4$ .

Otro proceso utilizado industrialmente es el llamado Kerr –McGee que consiste en un proceso de cloración, se realiza una reducción previa de la ilmenita en un horno rotatorio. El hierro de la ilmenita se reduce al estado ferroso. La ilmenita reducida se lixivia por lotes con una solución clorhídrica al 20 %. El  $TiO_2$  permanece en la forma sólida:

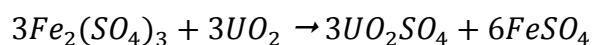
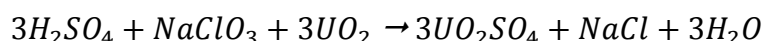
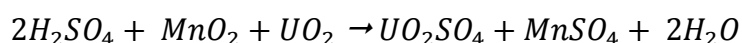


**Lixiviación de óxidos de uranio.** El uranio se encuentra en los minerales como constituyente principal o en una sustitución parcial de algún otro elemento en la apatita, monacita, circón, xenotima, titanita y pirocloro, esta característica hace que estos minerales sean tratados por su contenido de uranio. Los minerales de uranio se agrupan en dos categorías según sus estados de oxidación, los minerales que se encuentra el uranio tetravalente se denominan primario y aquellos en los que el uranio es hexavalente se denominan secundarios. Los minerales primarios son la pechblenda, uraninita y davidita. La carnotita, autenita, torbemita y tyuyamunita son minerales secundarios.

El estado de oxidación en el que se encuentra el uranio tiene una gran influencia en el proceso que debe utilizarse para la extracción de los valores de uranio. Para el estado hexavalente, los minerales son fácilmente solubles que los tetravalentes. En general los minerales de uranio se pueden tratar mediante una lixiviación ácida o alcalina, siendo un factor determinante los minerales ganga presentes.

Los minerales de uranio extraídos por una lixiviación ácida son aquellos donde el uranio se encuentra en estado tetravalente como  $UO_2$ . Otros minerales de uranio que se tratan con un reactivo ácido son la davidita y branerita. El compuesto  $UO_2$  es soluble en ácidos fuertes, y el óxido hexavalente en ácidos diluidos, este óxido es anfótero y produce el ion uranilo  $UO_2^{2+}$ .

El ácido sulfúrico es ácido de lixiviación más común para el tratamiento de minerales de uranio. Es importante considerar si el mineral contiene como ganga al menos un 15 % de carbonatos, es probable que el consumo de ácido sea alto, obligando a llevar a cabo un proceso alternativo. Para el tratamiento en un medio ácido se debe cumplir dos condiciones: (1) el ácido deber ser el suficiente para disolver el uranio hexavalente y (2) debe haber un ambiente oxidante para asegurar que cualquier uranio tetravalente pase a un estado hexavalente. Algunos oxidantes utilizados son  $MnO_2$ ,  $Fe_2(SO_4)_3$ ,  $Fe(OH)_3$ ,  $NaClO_3$  y  $NaNO_3$ . Las reacciones que tienen lugar para la disolución de uraninita pueden representarse mediante las siguientes reacciones:

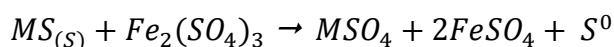


La lixiviación de mineral de uranio con  $H_2SO_4$  depende de una serie de factores operativos: tamaño de partícula, concentración de ácido, cantidad de oxidante, tiempos y temperatura. Durante la lixiviación, la concentración de ácido debe mantenerse lo suficiente alta para evitar la precipitación de uranio disuelto. El uranio se puede precipitar como hidróxido, carbonato, fosfato y arseniato dependiendo de la composición y el pH.

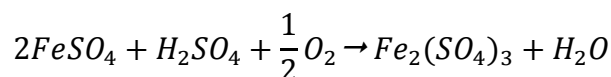
### 5.3.9 LIXIVIACIÓN DE SULFUROS

La lixiviación de sulfuros o lixiviación directa se realiza industrialmente mediante reacciones electroquímicas redox debido a la cinética lenta de las reacciones ácido – base. El proceso se realiza en soluciones oxidativas sulfúricas, sulfonítricas, clorhídricas y amoniacaes.

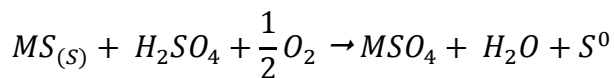
Lahtinen et al. (2008) indican que la lixiviación directa de minerales sulfurados se puede describir de acuerdo con las siguientes ecuaciones de reacción simplificadas. La reducción de hierro férrico en un sistema con sulfuros metálicos que se lixivian:



Donde M= Zn, Fe, Cu, Co, Ni, Cd, Pb etc. El hierro ferroso formado es oxidado por el oxígeno de nuevo a su forma férrica:



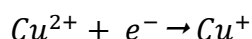
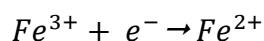
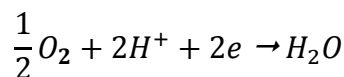
La reacción general se puede escribir como:



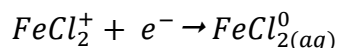
Todos los minerales sulfurados se encuentran asociados a sulfuros de hierro, cuya lixiviación conduce a la disolución de los iones  $M^{2+}$  (Fe, Zn, Cu). Por ejemplo, el ion  $Fe^{2+}$  se puede oxidar a  $Fe^{3+}$  dependiendo del pH de la solución, el ion férrico permanece en solución o precipita. En la lixiviación directa de sulfuros conduce a la eliminación de  $SO_2$  como un contaminante.

La lixiviación oxidativa de un sulfuro ocurre por una reacción electroquímica redox. Como el sulfuro es un conductor o semiconductor, actúa como un electrodo mixto. En general, los minerales sulfuros tienen una conductividad específica de  $10^3$  a  $10^{10}$   $\Omega/cm$ . Las reacciones electroquímicas elementales son:

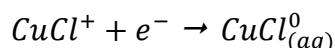
Reacción catódica. Los principales reactivos oxidantes son oxígeno, ion férrico, ion cúprico y ácido nítrico:



En un medio clorhídrico, ocurre la formación de complejos, la reacción catódica es:

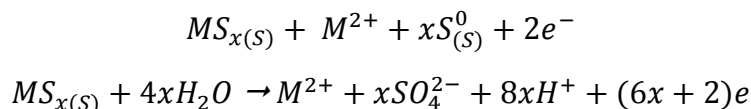


Para el reactivo oxidante  $CuCl_2$ , se forma un complejo  $CuCl^+$ , la reacción anódica es:

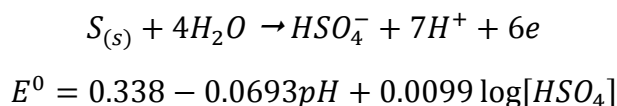


El ion cuproso es inestable porque se forma un complejo  $CuCl_2$  estable.

Reacciones anódicas. Ocurren dos reacciones de superficie con disolución de sulfuro y formación de azufre  $S^0$  o ion  $SO_4^{2-}$  dependiendo de los sulfuros:



La disolución solo puede ocurrir si el potencial redox de la reacción de reducción del agente oxidante es mayor que el potencial redox de la reacción de disolución del sulfuro. De acuerdo al diagrama de Pourbaix del sistema  $S - H_2O$  se puede observar que a una baja temperatura en un medio ácido y oxidante la lixiviación oxidativa de los sulfuros debe ocurrir con la formación de  $HSO_4^-$  y  $SO_4^{2-}$  siendo muy bajo el campo de estabilidad del azufre elemental y los sulfuros. El potencial de oxidación es:



Es menor que los potenciales de reacción del electrodo para cada sulfuro excepto el sulfuro de zinc. La velocidad de oxidación del azufre  $S$  en el ion  $SO_4^{2-}$  es muy baja a temperatura ambiente, el límite de estabilidad del azufre es igual a 0.87 V a pH 0 y 0 V a un pH 10. Por encima de estos potenciales, el azufre se oxida en el sulfato. Cuanto más fuerte sea la acidez de la solución, mayor es el potencial de oxidación necesario para la oxidación de azufre en el ion  $SO_4^{2-}$ . En un medio ácido y con un potencial de oxidación bajo se forma  $SO_4^{2-}$ .

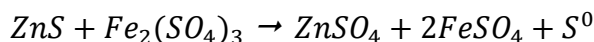
Para los sulfuros de Fe, Zn, Cu hasta 119 °C, el producto de oxidación es principalmente  $S^0$  incluso en presencia de iones  $Fe^{3+}$  con un contenido de iones  $SO_4^{2-}$  alrededor del 20 %. En sulfuros nobles (potencial de oxidación alto) como  $Fe_2S$ , la reacción anódica produce iones  $SO_4^{2-}$  en una proporción de 40 % – 60 % que aumenta de acuerdo con el pH.

Por debajo de su temperatura de fusión (119 °C), el azufre forma una capa que rodea las partículas de sulfuro. Para los sulfuros de Zn, Pb y Cu la capa de azufre elemental formada en un medio disminuye la cinética de la disolución hasta que se desprende del sulfuro. En un medio cloruro esta capa es porosa y no interviene en la reacción. El proceso de lixiviación con sulfato férrico es lento, mientras que la lixiviación con cloruro férrico es rápida.

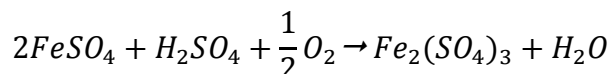
Los sulfuros nobles como el  $FeS_2$ ,  $FeAsS$  cuyo potencial de oxidación es alto son atacados a una velocidad rápida por  $O_2$  mientras que los sulfuros como  $PbS$ ,  $ZnS$ ,  $FeS$  y  $CuS$  la lixiviación industrial se lleva a cabo mediante la oxidación de iones férricos o cúpricos y en presencia de oxígeno o cloro gaseoso.

**Lixiviación de esfalerita.** Karimi et al. (2017) señalan que en los procesos de lixiviación atmosférica directa para concentrados de esfalerita se lleva cabo mediante la reducción de un oxidante (ion férrico y oxígeno) y oxidación de las esfaleritas a iones de zinc. El oxígeno es un agente oxidante muy utilizado pero la concentración de oxígeno en las pulpas es muy baja, los iones férricos predominan como un agente oxidante por esta situación.

La reacción de oxidación de la esfalerita en presencia de hierro férrico:



Este es un proceso de oxidación a presión y temperatura media donde parte del sulfuro se oxida a azufre elemental. La lixiviación de esfalerita implica un proceso férrico – ferroso en el que los iones ferrosos se oxidan de nuevo al estado férrico por el oxígeno a través de la reacción:



El  $\text{Fe}^{3+}$  generado se reduce posteriormente mediante la oxidación de la esfalerita. La velocidad de disolución depende de la concentración de iones férricos y la difusión de la capa de azufre elemental entre la interface de la solución y el mineral. Resulta importante la comprensión del proceso hidrometalúrgico, la reacción electroquímica de la esfalerita en presencia del par férrico – ferroso se debe: (1) oxidación o reducción de la esfalerita, (2) reacciones redox de férrico – ferroso en la superficie de la esfalerita, (3) reacciones de oxidación o reducción de las impurezas en la solución.

Industrialmente la lixiviación de los sulfuros de zinc ocurre en la presencia de oxígeno en un medio con ácido sulfúrico o clorhídrico a alta temperatura y presión. Donde el ion  $\text{Fe}^{3+}$  se utiliza como un reactivo que es regenerado por el oxígeno y se obtiene azufre elemental como un producto. La velocidad de disolución de la esfalerita con iones  $\text{Fe}^{3+}$  es una función de la concentración del hierro en el sulfuro y su conductividad.

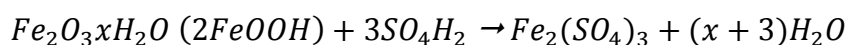
Generalmente los concentrados de sulfuro de zinc contienen 50 % zinc y 5 % -10 % de hierro en la industria el tratamiento se lleva a cabo en un medio sulfúrico y oxígeno mediante dos procesos diferentes. Un proceso a presión (Dynatec) y un proceso atmosférico. Los parámetros operativos de ambos procesos se muestran en la Tabla 5.3.

**Tabla 5.3**  
Parámetros de lixiviación para sistemas bajo presión atmosférica

Operación	Lixiviación bajo presión	Lixiviación atmosférica
Tiempo de lixiviación	2 horas	24 horas
Temperatura	150°C	95°C
Presión del oxígeno	11 atm	0.5 atm
Oxidante principal	Oxígeno gaseoso	
Contenido de ácido sulfúrico	> 50 g/L	
Medio oxidante	Hierro férrico del concentrado	Hierro férrico añadido

Adaptado de Vignes (2011).

En el proceso atmosférico, la operación se realiza a 95 °C mediante la adición de óxido férrico. En el medio sulfúrico, este óxido se disuelve para formar sulfato férrico, como agente oxidante:



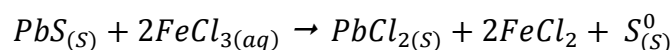
Durante el proceso el pH se debe mantener constante para evitar que se precipite hidróxido de hierro.

En el proceso a presión, se emplea sulfato de hierro con una cantidad suficiente para producir una concentración alta de sulfato férrico. La operación de lixiviación se realiza a alta presión de oxígeno (11 atm) y a una temperatura máxima de 150 °C. Por encima de los 150 °C, la viscosidad de la solución rica en  $S^0$  se vuelve muy alta y la solubilidad del sulfato férrico es baja. Para evitar la precipitación de óxido de hierro se debe mantener una alta acidez en la solución.

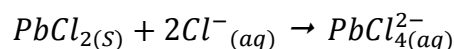
**Lixiviación de galena.** La galena se asocia con calcopirita, esfalerita, acantita o argentita y sulfosales de plata. Actualmente el plomo se recupera de la galena mediante procesos pirometalúrgicos que consumen una gran cantidad de energía para obtener lingotes de plomo.

La ruta hidrometalúrgica se ha considerado como una alternativa porque ofrecen una mayor selectividad, así como un menor consumo de reactivos y energía. Sin embargo, los esquemas propuestos para la extracción de plomo por la ruta hidrometalúrgica requieren de ácidos fuertes y/o iones cloruro a temperaturas cercanas a la ebullición para lograr una alta solubilidad de plomo.

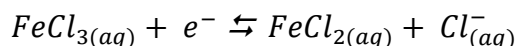
La lixiviación de galena en un medio de sulfato férrico no es factible debido a la formación de un compuesto insoluble  $PbSO_4$ . Por otro lado, la lixiviación con cloruro férrico es factible debido a la solubilidad del  $PbCl_2$ .



El plomo liberado de la solución forma iones complejos de cloruro de plomo el  $PbCl_2$  formado reacciona con el ion  $Cl^-$  para formar complejos cloruros solubles:



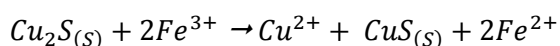
La química de la solución de cloruro es de especial interés para la hidrometalurgia del plomo debido a su alta solubilidad del  $PbCl_2$  a temperaturas elevadas. La galena reacciona anódicamente, como se muestra en la reacción de media celda. Esta reacción es promovida por la reacción catódica acoplada del cloruro férrico:



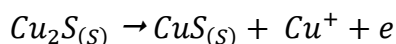
La velocidad de disolución tiene una gran dependencia de la concentración del ion férrico hasta concentraciones de  $FeCl_3$  de 0.2 mol/L. La velocidad aumenta con la concentración de cloruro en la solución, esto aumenta la solubilidad del  $PbCl_2$ .

**Lixiviación de calcosita.** La lixiviación de calcosita con oxígeno a presión atmosférica con iones  $Fe^{3+}$  o  $Cu^{2+}$  en un medio sulfúrico o clorhídrico a una temperatura entre 50 y 90 °C se lleva a cabo por el siguiente mecanismo.

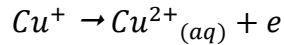
1. Se produce la oxidación del cobre  $Cu^+$  con la formación de una capa de  $CuS$  que rodea la partícula de  $Cu_2S$  por la reacción:



La reacción anódica que ocurre en la interface  $Cu_2S / CuS$  es:

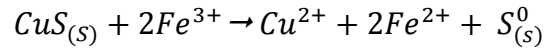


Los iones de  $Cu^+$  se esparcen a través de la capa de  $CuS$  y la fase acuosa se oxidan a  $Cu^{2+}$ :

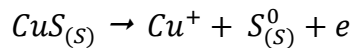


La reacción catódica se lleva a cabo, la reducción de  $Fe^{3+}$  o  $Cu^{2+}$  se produce en la superficie de  $CuS$  debido a su conductividad.

2. Cuando todo el sulfuro  $Cu_2S$  se convierte en  $CuS$  se produce la reacción de lixiviación con la formación de una capa de azufre porosa:

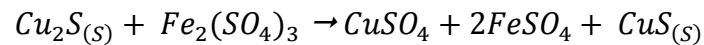


La reacción anódica ocurre en la interface  $CuS$ /solución:

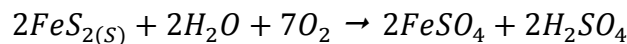
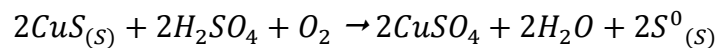
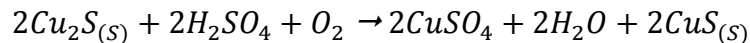


El  $Cu^+$  se oxida en  $Cu^{2+}$  regenerando el ion férrico.

Cuando la calcocita se encuentra asociada a pirita, el mineral se procesa en dos etapas de lixiviación con sulfato férrico:



Y una lixiviación a una presión de oxígeno de 140 – 350 kPa a 110 °C:



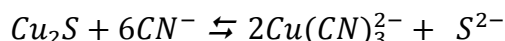
En la lixiviación a presión, el hierro ferroso se oxida a iones férricos en presencia de cobre. La extracción fraccionada de cobre alcanza el 90 %, mientras que la extracción de pirita solo es un pequeño porcentaje.

**Lixiviación de sulfuros de cobre con cianuro.** Como el cobre se encuentra en el mismo grupo que la plata y oro. El oro puede encontrar asociado con otros sulfuros de cobre que a menudo permanecen en las colas de flotación de las celdas de cobre, por esta razón se ha estudiado la cianuración de los sulfuros de cobre por su importancia económica.

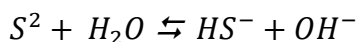
La mayoría de los minerales de cobre comercialmente importante, excepto la calcopirita, son solubles en una solución de cianuro para formar diversos complejos  $(Cu(CN)_2)^-$ ,  $Cu(CN)_3^{2-}$  y  $Cu(CN)_4^{3-}$  predominando los complejos de mayor carga en soluciones alcalinas y concentraciones de cianuro altas. Este proceso consume grandes cantidades de cianuro mediante la formación de complejos que contienen dos, tres o cuatro moles de átomos de cianuro por mol de cobre, la disolución de minerales de cobre en una solución de cianuro también resulta en pérdidas de cianuro por su oxidación de iones de tiocianato y cianato, y se disuelve por la reducción de oxígeno en la solución por la oxidación de los iones sulfuro a sulfito y tiosulfato.

La lixiviación con cianuro de minerales de cobre asociados con el oro se ha investigado con el fin de recuperar el cobre y minimizar el consumo de cianuro. En busca de reducir el consumo cianuro se ha empleado amoníaco para el proceso de cianuro. Sin embargo, los trabajos realizados han presentado una velocidad de lixiviación baja o recuperaciones deficientes y el uso de amoníaco representa un aumento en los costos operativos.

La recuperación de cobre a partir de calcocita mediante cianuración se lleva a cabo en ausencia de oxígeno. Se cree que la calcocita se disuelve en cianuro directamente para producir complejos de cianuro de cobre e iones sulfuros. El oro asociado no se lleva a la solución por la ausencia de oxígeno, la reacción es:

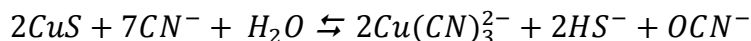


En condiciones normales de cianuración (pH superior a 10), los complejos de cianuro formados serán principalmente complejos trí y tetra – ciano, el cianuro libre existiría casi en su totalidad como el anión de cianuro y los iones de sulfuro estarán presentes como el ion hidrosulfuro. La disolución de la calcocita produce un aumento del pH debido a la siguiente reacción:



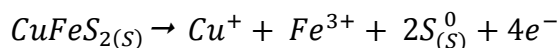
La disolución de la covelita en soluciones de cianuro es más lenta en comparación con la calcocita. La covelita en disoluciones ácidas el oxígeno reacciona en la superficie de la partícula produciendo una capa de azufre elemental que rodea a la partícula de covelita inhibiendo su lixiviación. En soluciones de cloruro, la mayor parte del azufre se asocia con la covelita alrededor del 90 % de la superficie de covelita se mantiene inerte.

En las soluciones de cianuro, la disolución es más rápida porque no se forma una capa de azufre en la superficie de la covelita. Se asume que la disolución implica una reducción de  $Cu^{2+}$  a  $Cu^+$  de acuerdo con la reacción:

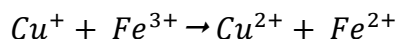


La reducción de cobre se acompaña de la oxidación de cianuro a iones cianato ( $OCN^-$ ). El pH permanece relativamente constante ya que los iones de hidrógeno producidos son consumidos por los iones de sulfuro para formar el ion de hidrosulfuro.

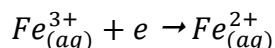
**Lixiviación de calcopirita.** El proceso de lixiviación se lleva a cabo con sulfato o cloruro férrico, el mecanismo de reacción anódica que se busca es:



En la solución ocurre la siguiente reacción:



La reacción catódica es:



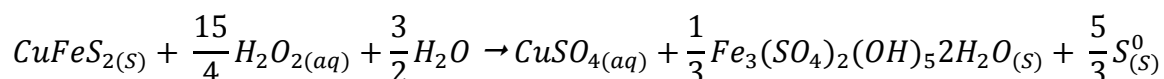
La reacción general es:





La capa de azufre elemental formada en el medio de sulfato es densa y ralentiza la cinética de la disolución hasta que la capa se desprende de la partícula. La lixiviación con sulfato férrico es lenta, mientras que la capa de azufre formada en un medio cloruro es porosa y no constituye una barrera para la disolución. En un medio de cloruro, la velocidad de disolución es rápida debido a la formación de complejos de cloro.

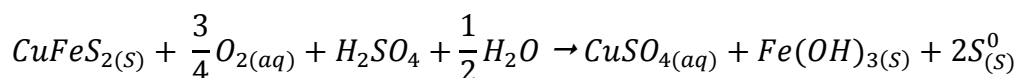
En una lixiviación a presión donde la concentración de oxígeno se mantiene constante a una presión entre 690 y 3,100 kPa, se lleva cabo la disolución de la calcopirita mediante la hidrólisis del ion  $Fe^{3+}$ . La lixiviación se produce por la reacción:



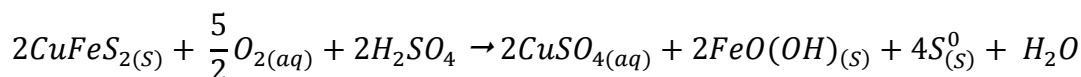
A una temperatura por encima de 170 °C, la disolución de Cu y Fe es completa, al mismo tiempo se produce la oxidación de  $Fe^{2+}$  a  $Fe^{3+}$  dependiendo de la acidez del medio y su evolución del consumo de ácido. El ion férrico permanece en la solución o precipita como jarosita cuando  $T < 100$  °C o precipita como hidróxido férrico cuando  $T < 120$  °C o como hematita a temperatura cercana a 150 °C.

Se han desarrollado diferentes procesos de lixiviación para la calcopirita. Los tres procesos son:

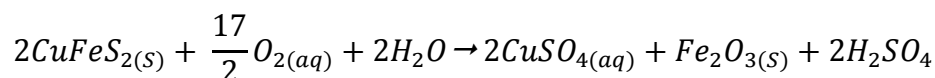
1. Proceso Sherritt Gordon el cual implica una temperatura menor a 120 °C, llevando a la siguiente reacción:



2. Proceso Activox a una temperatura de menor a 120 °C y un pH mayor a 3, se lleva a cabo la siguiente reacción:



3. Proceso de oxidación a presión con una temperatura mayor a 220 °C con una concentración de 80 g/L  $H_2SO_4$  y 150 g/L sulfato:

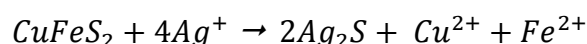


Nazari et al. (2012) señalan que la calcopirita resiste a la lixiviación en medios sulfatados, se ha demostrado que la pirita facilita la lixiviación de la calcopirita. Los efectos catalíticos de la pirita aceleran la cinética de lixiviación de la calcopirita. Esta característica permitió el desarrollo de un proceso conocido como Galvamox, este proceso opera en condiciones atmosféricas en tanques de lixiviación. El rendimiento de azufre a esta temperatura es alto (> 95 %) lo que conduce a un bajo consumo de oxígeno y una baja generación de ácido sulfúrico, tampoco se requiere de una molienda fina. La reacción del proceso Galvamox es:

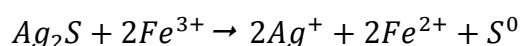


La recuperación completa de cobre del proceso Galvamox es alta en comparación de otros procesos de lixiviación de sulfato férrico atmosféricos. Este proceso se caracteriza por la lixiviación de calcopirita en un medio férrico / sulfato ferroso con la presencia de pirita.

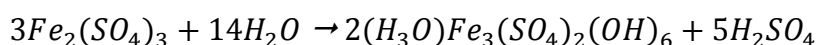
Algunos estudios han demostrado que la extracción de cobre de la calcopirita aumenta con una solución de sulfato férrico cuando se adiciona plata como una sal soluble que se recupera de los lodos de lixiviación. La plata tiene un efecto catalítico, aumentando la extracción de cobre esto se debe a la formación de una capa intermedia de  $Ag_2S$  que se forma en la superficie de la calcopirita por una reacción de intercambio. El azufre elemental de la superficie de la calcopirita forma  $Ag_2S$  formando una capa no protectora en comparación con la capa de azufre elemental que actúa como una barrera de difusión, retrasando la oxidación de la calcopirita por iones férricos. La reacción para la lixiviación de calcopirita catalizada por plata es:



Se ha demostrado que la calcopirita se comporta de forma anódica en el par galvánico  $CuFeS_2 - Ag_2S$ . Por lo tanto, aumenta la velocidad de disolución de cobre. En presencia de  $Fe^{3+}$ , la película de sulfuro de plata se oxida de  $Ag^+$  y  $S^0$ :



El aumento de la concentración férrica mejora la disolución del sulfuro de plata, por lo tanto, mejora el efecto catalítico de la plata. Esto conduce a la hidrólisis del sulfato férrico y por lo tanto se precipita el hierro por la formación de jarosita y la generación de ácido sulfúrico:



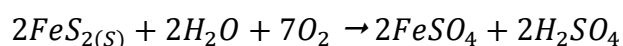
La plata se incorpora a la estructura de la jarosita para formar argentojarosita. Por lo tanto, la plata queda atrapada en la estructura de la jarosita y pierde su actividad como catalizador. Este es uno de los principales inconvenientes asociados con la lixiviación de calcopirita catalizada por plata.

Nazari et al. (2012) destacan que la plata es el catalizador más eficiente propuesto para la lixiviación de calcopirita, pero los procesos que requieren plata son costosos y no son practicados a nivel industrial al menos que el sulfuro de cobre contenga suficiente plata para permitir que este proceso sea rentable para la extracción de Cu y Ag.

### **Lixiviación de pirita.**

La pirita es casi inerte en soluciones de sulfato férrico o cloruro férrico. La lixiviación de pirita se ha estudiado entre 85 °C y 230 °C bajo presiones de oxígeno que van de 0 – 66 atm y con concentraciones de ácido sulfúrico que van desde 0.01 – 3 M. La pirita es inerte al ser atacada por el ácido clorhídrico.

A una baja temperatura, la pirita forma en mayor proporción a sulfato que en azufre elemental:

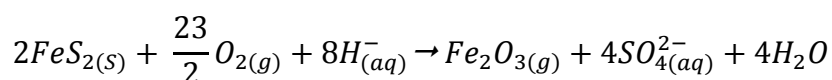


Cuanto menor sea el contenido inicial de ácido sulfúrico y mayor el potencial oxidante, mayor es el grado de conversión del azufre en la pirita a sulfato. Por encima de la temperatura de fusión del azufre y hasta 160 °C, bajo una presión de oxígeno de 10 atm y una acidez de 0.5 M, se forma una capa pasiva de azufre elemental donde la pirita no alcanza más del 50% de conversión.

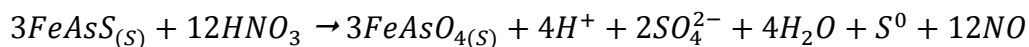
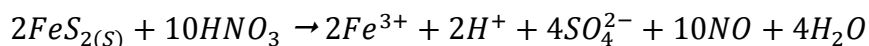
Debido a que algunas partículas microscópicas de oro se encuentran de manera refractaria en la pirita, es importante la destrucción de la matriz de sulfuro para recuperar el oro. La lixiviación ácida por presión oxidativa a temperaturas que oscila entre 170 – 225 °C, presiones de 10 - 32 atm y presiones parciales de oxígeno de 3.5 – 7 atm, conducen a la disolución total del sulfuro a sulfato para la liberación de las partículas de oro después de ser tratado por tres horas.

La pirita es uno de los minerales sulfurados más comunes asociados con los minerales de oro. Su presencia interfiere con la lixiviación de oro y dificulta la optimización del proceso de cianuración. Un mineral refractario se caracteriza a menudo por su baja solubilidad para la lixiviación con cianuro dando como resulta en extracciones bajas de oro y plata. Una de las causas más comunes de refractariedad es la encapsulación física o química de oro de grano fino en minerales sulfurados como la arsenopirita y pirita. Para hacer que los concentrados o minerales de oro refractarios sean susceptibles a la lixiviación con cianuro, se requiere la descomposición de los minerales sulfurados dentro de un proceso de pre-tratamiento para exponer los granos de oro encapsulados a la acción de cianuro. Procesos como la tostación, oxidación atmosférica, oxidación a presión y oxidación de los minerales de sulfuro con microorganismos permiten exponer los granos de oro ocluidos en la matriz de pirita.

La presencia de minerales de cobre solubles en cianuro en el mineral conduce a bajas recuperaciones de oro y altos consumos de cianuro para recuperar el oro. Los pre-tratamientos oxidativos tienen como objetivo convertir los minerales de sulfuro en minerales óxido poroso y llevar a cabo la cianuración de manera eficiente. La siguiente reacción muestra la oxidación de la pirita en medios alcalinos y la formación de un óxido poroso:



El ácido nítrico es un ácido oxidante fuerte con un potencial de reducción de 0.96 V, es capaz de descomponer la mayoría de minerales sulfurados. Los metales como Cu, Ni, Pb, Ag pueden disolverse adecuada en soluciones de ácido nítrico en contraste con metales como Au y Sn. De esta manera el ácido nítrico también se puede utilizar para descomponer las especies que contienen oro y plata refractaria como la pirita y arsenopirita. La oxidación de pirita y arsenopirita con ácido nítrico.



Debido al potencial de estos minerales, se han desarrollado varios procesos basados en el uso de ácido nítrico como el proceso Arseno, Nitrox, NSC y Redox para el tratamiento de minerales con oro refractario, pero pocos son utilizados industrialmente. La principal desventaja del ácido nítrico es su costo, aunque puede regenerarse fácilmente a partir de los productos de reacción ( $NO$  y  $NO_2$ ).

La oxidación de la pirita ocurre rápidamente a una temperatura mayor a 60 °C y un pH < 1.7. Se requiere que la lixiviación se realice a altas concentraciones de ácido nítrico (> 50 g/L) y temperaturas mayores al 60 °C para minimizar la formación de azufre. Para lograr una extracción óptima del oro se requiere de altas concentraciones de cianuro y una molienda fina.

## 5.4 BIOLIXIVIACIÓN

Es un proceso hidrometalúrgico que utiliza microorganismos como catalizadores para producir el lixivante químico para llevar a cabo la lixiviación de minerales y concentrados sulfurados. Este proceso es atractivo porque relativamente requiere de poca inversión y una menor mano de obra en comparación con los diferentes tipos de lixiviación, pero es un proceso más lento que los otros sistemas de lixiviación convencional.

Rohwerder et al. (2003) definen a la biolixiviación como la movilización de cationes metálicos de minerales insolubles mediante procesos biológicos de oxidación y complejación. La biolixiviación se utiliza principalmente para dos procesos:

1. Biooxidación para la extracción de metales base, este proceso dirigido a minerales de baja ley en pilas y botaderos.
2. Pre-tratamiento de biooxidación de oro refractario, este proceso se realiza en reactores de agitación continua.

Free (2013) señala que tres bacterias son capaces de oxidar minerales, estas clases son autótrofos, mixótrofos y heterótrofos. Las bacterias autótrofas, son las bacterias oxidantes de minerales más comunes, obtienen su energía de la oxidación de compuestos inorgánicos. Su energía proviene de iones como los iones ferrosos y obtienen su carbono celular a partir del dióxido de carbono disuelto. Los autótrofos lixivian minerales indirectamente al proporcionar especies inorgánicas oxidadas. Las bacterias mixotróficas obtienen su energía de la oxidación de compuestos inorgánicos, los mixótrofos obtiene al menos una parte de su carbono celular de fuentes de carbono orgánico como sacarosa. Los heterótrofos lixivian minerales proporcionando ácidos como el cítrico, fórmico, acético, oxálico, láctico, pirúvico y succínico que produce como subproducto del metabolismo del carbono orgánico.

Las bacterias principalmente quimiolitotróficas están involucradas predominantemente en los procesos de biolixiviación. Estas bacterias crecen a un  $\text{pH} < 3$  (microorganismos acidófilos) y utilizan azufre, compuestos reducidos de azufre o hierro Fe (II) como fuente de energía, y crecen en forma autótrofa fijando  $\text{CO}_2$  de la atmósfera. Estas bacterias se dividen en quimiolitotróficas autótrofos y mixotrófos que utilizan fuentes de carbono orgánico e inorgánico, estas bacterias presentan interacciones sinérgicas para intensificar el desarrollo y cinética de reacciones de oxidación (Hocheng et al., 2018).

Las diferentes características de estas bacterias las hacen aptas para la biolixiviación por su naturaleza autótrofa y su capacidad de crecer en condiciones extremadamente ácidas. Los ambientes ácidos aseguran que el hierro ferroso y compuestos de azufre estén presentes como su principal fuente de energía. Mediante la biolixiviación valores de metales como cobre, zinc, níquel extraídos de minerales sulfurados permanecen solubles en la solución ácida permitiendo su recuperación por métodos metalúrgicos convencionales.

Es importante destacar que los microorganismos involucrados en la biolixiviación cumplen requisitos mínimos para su reproducción y para cumplir con sus funciones catalíticas. El carbono para la síntesis celular lo proporciona el  $\text{CO}_2$  disponible en el aire. Sus fuentes de energía se derivan de la oxidación del hierro ferroso y azufre. Otros componentes necesarios para el crecimiento de estos organismos son el fosfato soluble, potasio y amonio que están presentes en la mena, mineral ganga y minerales arcillosos. El ion amonio es la fuente de nitrógeno del organismo, este se encuentra en cantidades suficientes como residuo de las voladuras (Brierley J. y Brierley C., 2019).

Los microorganismos acidófilos que participan activamente son los Thiobacillus, Sulfolobus, Acidianus y Leptospirillum. Estos microorganismos se clasifican de acuerdo a su tolerancia a ciertas temperaturas como mesófilos (20 °C - 40 °C), termoacidófilos (40 °C - 60 °C), y termoacidófilos extremos (60 °C - 80 °C). En la Tabla 5.4 se muestran los principales microorganismos de biolixiviación y su rango de pH de crecimiento.

**Tabla 5. 4**  
Microorganismos de biolixiviación y su temperatura de crecimiento.

Microorganismos	Rango de temperaturas [C°]
Acidimicrobium ferroxidans	< 30 -55; óptimo 45 -50
Acidithiobacillus caldus	32 - 52; óptimo 45
Acidithiobacillus ferroxidans	10 -37 ; óptimo 30 -35
Acidithiobacillus thiooxidans	10 -37; óptimo 28 -30
Leptospirillum ferroxidans	óptimo 28 -30
Sulfobacillus acidophilus	< 30 -55; óptimo 45 -50
Sulfobacillus thermosulfidooxidans	20 -60; óptimo 45 -48
Sulfobacillus thermotolerans	20 -60; óptimo 40
Ferropasma acidiphilum	15 -45; óptimo 35
Ferropasma cupricumulans	22 -63; óptimo 54
Acidianus brierleyi	45 - 75; óptimo cercano a 70
Acidianus infernus	65 - 96; óptimo cercano a 90
Metallosphaera sedula	50 -80; óptimo 75
Sulfolobus metallicus	50 -75; óptimo 65
Sulfurococcus yellowstonensis	40 -80 ; óptimo 60

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Hocheng et al., 2018 y Brierley J. y Brierley C. (2019) describen los géneros de bacterias que participan en la biolixiviación:

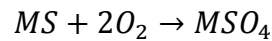
- Acithiobacillus son bacterias mesófilas que comprenden los géneros Acidithiobacillus ferroxidans que son empleados como un catalizador microbiano para la oxidación de hierro ferroso a hierro férrico. Estas bacterias pueden vivir aeróbicamente utilizando hierro ferroso o compuestos reducidos de azufre y anaeróbicamente a través de la oxidación de hidrógeno o azufre junto con la reducción del hierro férrico.
- Acidithiobacillus thiooxidans que obtienen energía únicamente de la oxidación de compuestos de azufre, ya que no pueden oxidar el hierro.
- Acidithiobacillus caldus crecen en sustratos de azufre reducido y también utilizan hidrógeno molecular.
- Ironoxidantes Leptospirillum ferroxidans y leptospirillum ferriphilum crecen en sustratos de hierro, pero no pueden oxidar el azufre ni el tiosulfato.
- Bacterias grampositivas también pertenecen a las bacterias biolixivantes, estas bacterias son termofílicas donde se encuentran los géneros Acidimicrobium ferrooxidans, Ferromicrobium y Sulfobacillus. Y los termófilos que crecen a

temperaturas de 60° C a 80 °C que pertenecen a los géneros *Sulfolobus metallicus*, *Sulfobacillus* sp. y *Metallosphaera sedula*. Las arqueobacterias de géneros como *Sulfolobus*, *Acidianus*, *Metallosphaera* y *Sulfurisphaera* también participan en la biolixiviación que son de una naturaleza extremadamente termófila y son oxidantes de azufre y hierro. Los termoacidófilos son de interés en la lixiviación de minerales sulfurados primarios.

Para garantizar una correcta biolixiviación se deben de controlar parámetros como la temperatura, nivel de hierro disuelto, pH y disponibilidad de oxígeno. Por ejemplo, las temperaturas de lixiviación superiores a 50 °C son perjudiciales para bacterias mesófilas, en operaciones de lixiviación en botaderos se ha registrado temperaturas superiores a 70 °C (Free ,2013).

#### 5.4.1 MECANISMO DE BIOLIXIVIACIÓN

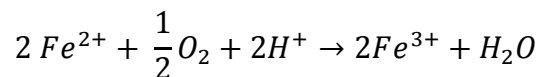
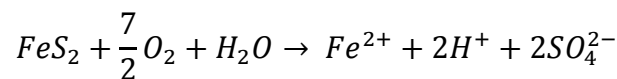
La reacción de oxidación biológica de minerales sulfurados se expresará de la siguiente manera:



Donde *M* es un metal bivalente.

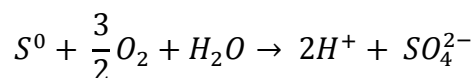
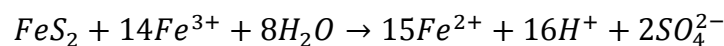
Los dos principales mecanismos para la lixiviación microbiana son los mecanismos directos e indirectos.

En el mecanismo directo, las bacterias se adhieren a los sulfuros metálicos insolubles y lo oxidan mediante un sistema enzimático a sulfato y cationes metálicos, como se muestra en las siguientes reacciones:

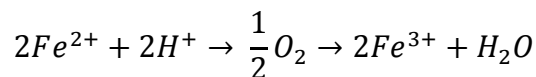


En el mecanismo directo los microorganismos pueden oxidar sulfuros metálicos. Inicialmente, la adherencia ocurre por fuerzas de interacción tipo Van der Waals. Las bacterias adheridas comienzan a reproducirse y forma microcolonias para cubrir el material con varias capas, conocida como biopelícula. La fracción de azufre del material se oxida biológicamente a sulfato.

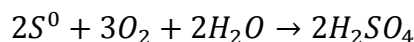
El mecanismo indirecto implica la disolución oxidativa de un sulfuro metálico por iones  $Fe^{3+}$ . Durante esta reacción, se generan iones de  $Fe^{2+}$  y azufre elemental que oxidan biológicamente a iones  $Fe^{3+}$  y sulfato. En este caso, el hierro tiene un papel importante como se muestra en las siguientes reacciones.



Combinando ambos mecanismos durante la biolixiviación, los microorganismos oxidan el hierro ferroso como fuente de energía para la biosíntesis y su crecimiento en condiciones ácidas en presencia de oxígeno. El producto final es el hierro férrico que es un oxidante eficaz para minerales sulfurados:



Como el azufre también es una fuente de energía para algunas bacterias se realiza la siguiente reacción:



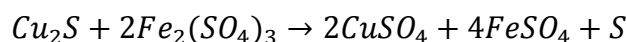
El producto final de esta oxidación es ácido sulfúrico que mantiene las condiciones ácidas para mantener los iones metálicos en solución y reduce la cantidad de ácido necesario para satisfacer la demanda de ácido del mineral. De esta forma el mecanismo de biolixiviación se logra mediante los siguientes pasos:

1. Los microorganismos interactúan con la superficie del mineral.
2. Los microorganismos forman y excretan exopolímeros.
3. Los exopolímeros contienen compuestos de hierro férrico que forman complejos con residuos de ácido glucurónico, que conforma el mecanismo de ataque principal.
4. El tiosulfato se forma como un producto intermedio durante la oxidación de los compuestos de azufre.

Se puede concluir que la biolixiviación se basa en reacciones de oxidación – reducción. Los microorganismos oxidan los compuestos de hierro ferroso y azufre, y con el hierro férrico y el ácido sulfúrico se proporciona el agente oxidante para la disolución de los minerales sulfurados y el ácido mantiene los metales en solución. Por la oxidación del hierro ferroso, los microorganismos se benefician al obtener energía para su división celular y funciones bioquímicas. Los microorganismos funcionan como catalizadores regenerando el oxidante ( $Fe^{3+}$ ) y un suministro ácido. De esta manera se obtienen las condiciones para una lixiviación con iones férricos donde el potencial redox está controlado por la proporción de hierro férrico a hierro ferroso en solución, cuanto mayor es el  $Fe^{3+}$  mayor será el potencial redox. Los diferentes minerales entran en solución a diferentes potenciales redox, lo que se conoce como potencial de reposos de los minerales. Los minerales secundarios de cobre se oxidan rápidamente por el ion férrico.

Actualmente la biolixiviación es utilizada como un sistema importante para la recuperación de cobre y como un pretratamiento para la recuperación de oro refractario.

**Biooxidación y extracción en minerales de cobre.** La conversión de sulfuros de cobre en sulfatos es un requisito previo en la hidrometalurgia de cobre. Los minerales de cobre se trituran, acidifican con ácido sulfúrico y se aglomeran. Posteriormente, los montones se riegan con hierro que se filtra a través del mineral y las bacterias crecen en la superficie del mineral y en solución catalizan la liberación de cobre. Las reacciones que se llevan a cabo son:



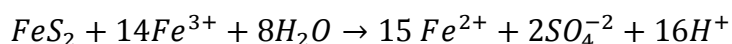
Ante la presencia de iones férricos se lleva a cabo la siguiente reacción:



La oxidación de  $CuS$  requieren de un potencial redox mayor, es decir una relación más alta de  $Fe^{3+}$  a  $Fe^{2+}$ , este proceso cinético es lento:

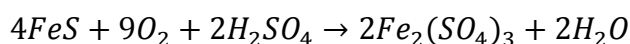
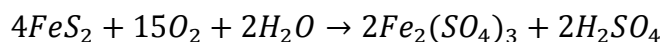
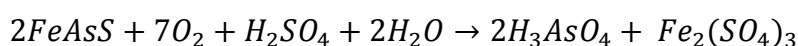
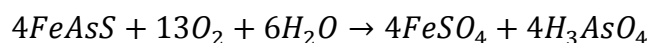


El azufre elemental resultante se oxida luego a ácido sulfúrico. La oxidación de pirita con hierro férrico produce hierro ácido y ferroso, con el hierro férrico los microorganismos obtienen su principal fuente de energía a medida que se reoxida el hierro férrico:



La oxidación de pirita produce 0.41 kg de ácido / kg de  $FeS_2$  oxidado y genera un calor significativo. La generación de calor, en pilas de lixiviación es beneficiosa porque aumenta la temperatura que mejora la actividad microbiana, aumenta la velocidad de reacción y mejora la lixiviación de sulfuros de cobre primario.

**Biooxidación de oro refractario.** El pretratamiento de biooxidación utiliza la capacidad de las bacterias acidófilas adaptadas para la oxidación de pirita y arsenopirita que permite recuperar el oro refractario posteriormente por una lixiviación con cianuro. Las reacciones generales de biooxidación de pirita y arsenopirita son:



Durante la biooxidación del concentrado de oro refractario se busca que la mayor parte del sulfuro se oxide completamente a sulfato y la extracción del arsénico. Esto desactiva especies intermedias de azufre que consumen cianuro y permite la eliminación de arsénico que se transforma como  $[AsS]^{2-} \rightarrow As(III) \rightarrow As(V)$  durante la biooxidación.

Posterior a la oxidación de los sulfuros, las reacciones secundarias son la precipitación de arseniato férrico, disolución ácida de carbonatos y precipitación de jarosita. Es importante considerar que la mineralogía del oro refractario tiene un impacto en las condiciones bajo las cuales se lleva a cabo la biolixiviación. Cada mineral como la pirrotita, arsenopirita, pirita, ankerita y sideritas presentes en el mineral dictan el consumo/producción de ácido, demandan de oxígeno, grado de precipitación y calor de la reacción (Rawlings y Johnson, 2007).

La biooxidación de minerales de oro refractarios para mejorar la extracción de oro se aplica mediante un método llamado BIOX desarrollado en Sudáfrica. Donde se busca eliminar el pequeño porcentaje de sulfuro que no se oxida completamente a sulfato y permanece como especies intermedias con tratamiento de pre-aireación, etapas de lavado, tratamiento con *Acidithiobacillus thiooxidans*, aplicación de oxidantes como el sulfito, pretratamiento ácido/base y optimizaciones de las condiciones de cianuración de acuerdo al pH y concentración de cianuro (Mahakan et al., 2017; Rawlings y Johnson, 2007).



## 5.5 PURIFICACIÓN DE LA SOLUCIÓN PLS

Esta etapa implica el tratamiento del licor de la lixiviación mediante procesos de separación para la recuperación de metales o sales con el objetivo de purificar y concentrar los valores disueltos. Es una etapa intermedia entre la lixiviación y la recuperación de los metales, dependiendo de la naturaleza del mineral, agente de lixiviación y modo de lixiviación.

Mediante una selección adecuada del agente lixivante y condiciones del sistema en algunas ocasiones es posible lixiviar un metal y dejar como insolubles otros elementos que presentan una impureza. En algunas operaciones otros elementos pueden disolverse y contaminar el licor, algunas de estas impurezas pueden precipitarse modificando el pH del sistema esta práctica trae consigo cambios en el potencial de lixiviación al alterar el pH para precipitar las impurezas, además de una mayor cantidad de agua para recuperar los iones en la superficie del precipitado provocando una dilución del PLS.

Actualmente se llevan a cabo operaciones como el intercambio iónico, extracción por solventes y adsorción con carbón activado. Que son procesos diseñados para separar y recuperar el metal o metales de interés de la solución dejando otros elementos en el licor como impurezas. Cuando el licor contiene valores bajos del metal primarios, cuentan con dos o más metales de interés, cargados con metales químicamente estables o altamente contaminados con impurezas se requieren de diferentes procesos de purificación.

### 5.5.1 INTERCAMBIO IÓNICO (IX)

El objetivo es la sustitución de un ion valioso que se desea recuperar de la solución preñada y reemplazarlo por uno sin valor. De igual forma se puede atrapar iones tóxicos como el cianuro para eliminarlo de la solución y reemplazarlo por uno no tóxico. Los intercambiadores de iones son ácidos o bases inicialmente insolubles, cuyas sales también son insolubles y pueden generar un intercambio de cationes o intercambio de aniones. (Dominic, 2001; Free, 2013).

Los intercambiadores de iones más utilizados son las resinas sintéticas, estas resinas tienen una estructura que puede ser una resina de copolímeros en gel o polímeros macroporosos con una cadena principal de polímeros que son modificados con grupos funcionales para llevar a cabo el intercambio iónico. Una resina de gel es una cuenta vítrea transparente que es completamente translúcida. Las resinas macroporosas contienen una red de poros dentro de una matriz de gel. Dependiendo de la separación deseada, se implementan diferentes tipos de resinas de intercambio iónico (IER). Los principales parámetros de diseño son la morfología de la resina (gel o macroporosa), tamaño, distribución del tamaño y grupo funcional (Kern 2019).

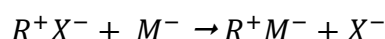
Los grupos funcionales de intercambio iónico se colocan dentro de los poros. En general las resinas de intercambio iónico constan de dos partes una red orgánica polimérica y un grupo funcional ionizado. Los grupos funcionales están ubicados a lo largo de la perla para asegurar su interacción con los iones en la solución. En las operaciones hidrometalúrgicas, la solución PLS que contiene el metal pasa a través de un lecho de resina orgánica sólida en forma de perlas en donde ocurre la sorción de los iones metálicos en la resina donde se tiene lugar las reacciones de intercambio iónico. Las perlas porosas son capaces de cargar una gran cantidad de especies disueltas en una solución. La resina preñada se lava para liberar los iones atrapados, se pone en contacto con un eluyente con una composición y volumen adecuado para que la resina libere los iones metálicos para su reciclaje (Free, 2013).

La estructura central de las IER son polímeros estirénicos, fenólicos o acrílicos los cuales otorgan sus propiedades físicas a las perlas. Los polímeros en gel consisten en una fase polimérica continua que puede hincharse con agua o con la solución del proceso para ocupar hasta el 50 % del volumen de la resina. Esta agua de hidratación es la responsable de transportar las especies iónicas dentro y fuera de la perla de resina para facilitar el contacto con los grupos funcionales de intercambio iónico dentro de la resina. Las resinas macroporosas se producen a partir de un polímero que tiene micro canales en toda la perla, estos canales proporcionar el acceso para el contacto entre los iones en solución y los grupos funcionales de la resina.

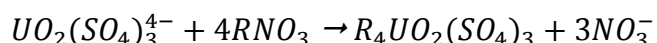
En el intercambio iónico la solución acuosa de la que se han extraído los iones se denomina efluente. La solución de separación se denomina eluyente, la solución a la que se han extraído los iones se denomina eluato. La relación entre el volumen de la alimentación y del eluyente determina el grado de concentración del proceso.

Este proceso de intercambio iónico se utiliza en situaciones donde las concentraciones iónicas son relativamente bajas, generalmente con un límite superior práctico en miles de parte por millón de concentración de un metal en solución. La mayor parte de los procesos de intercambio iónico para la recuperación de iones se concentra en la extracción de metales como el cromo, zinc, níquel, cobre, cobalto, uranio y torio, además de la recuperación de oro. Sin embargo, han sido aplicados para recuperar productos de alto valor como tierras raras, metales del grupo de platino y salmueras que contienen litio. Además de la recuperación de metales se tiene una gran aplicabilidad en la remoción y/o recuperación de sulfato, cianuro e impurezas no metálicas.

Bodsworth (1994) indica que en general los metales se extraen utilizando resinas sintéticas poliméricas con enlaces cruzados, por ejemplo poliestireno y ácidos para unir grupos funcionales del tipo  $R - Cl$ ,  $R - NO_3$ ,  $R - CO_3OH$  y  $R - COOH$ . Una reacción de intercambio iónico se puede representar de la siguiente manera:

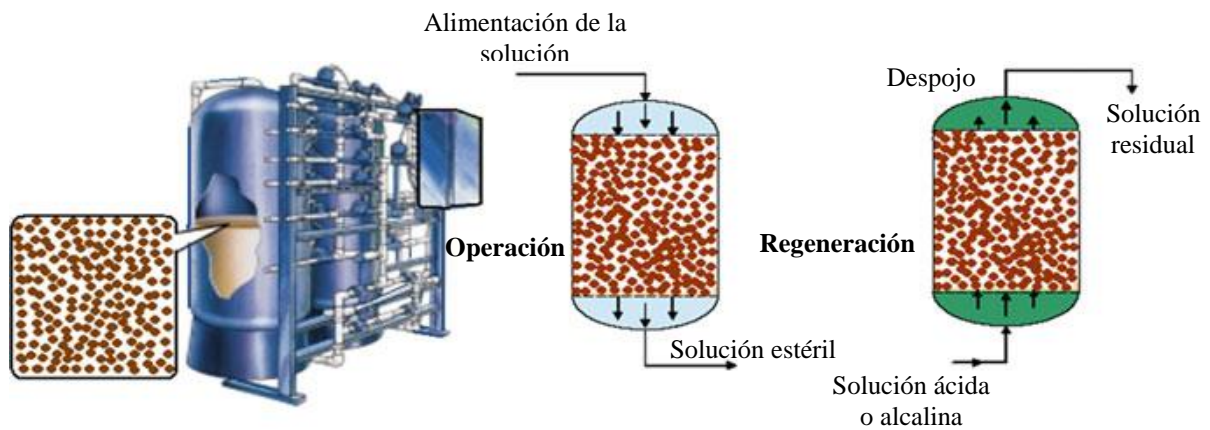


Donde R es la resina y X es el ion enlazado. Por ejemplo, los iones de un complejo de uranio son producidos por la reacción:



La producción de resina se encuentra en forma de perlas para garantizar una superficie de contacto alta por unidad de volumen en columnas verticales, ver Figura 5.17.

Las resinas de intercambio iónico son empleadas en columnas a través de las cuales fluye la solución PLS y las perlas se saturan gradualmente con los iones metálicos; cuando la solución ingresa a la columna el intercambio iónico comienza. Durante las etapas iniciales, la región de salida tiene poca adsorción, durante etapas posteriores la región de entrada se satura dejando que los iones avancen a la región de salida. Se ha estudiado que se puede conseguir un intercambio iónico de manera rápida aplicando resinas en forma de fibras que se utilizan como tela filtrante o membranas.



**Figura 5.17** Esquema del sistema de intercambio iónico en columna. Adaptado de Luqman et al. (2012).

### 5.5.1.1 PROPIEDADES DE LAS IER

Físicamente las perlas de intercambio iónico tienen una estructura interna densa con poros discretos o nulos, es decir resinas de gel con microporos o resinas macroporosas con una estructura multicanal. El tipo de estructura interna de las perlas dicta la selección del intercambiador de iones para una aplicación en particular. Las resinas macroporosas, con una matriz tridimensional otorga una alta superficie efectiva, esta estructura multicanal da acceso a sitios de intercambio a iones de gran radio. Las perlas microporosas conducen a una limitación en la difusión de iones del soluto dificultando la interacción con los sitios de intercambio, lo cual conduce a una lenta velocidad de reacción, sin embargo, estas resinas ofrecen una menor fragilidad y poseen una mayor capacidad de carga.

La reticulación de las resinas durante su preparación otorga dureza e insolubilidad a la resina, además de jugar un papel importante en sus propiedades físicas y químicas. Las principales propiedades físicas relacionadas con la reticulación son: el contenido de humedad, tamaño de partícula, superficie de contacto, volumen parcial de las resinas, tamaño y morfología de los poros. El bajo grado de reticulación en resinas de gel que tiene grupos ácido sulfónico o amonio cuaternario permiten la absorción de grandes cantidades de agua dando como resultado un hinchamiento de la resina.

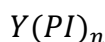
El tamaño de las perlas repercute en su rendimiento. Por ejemplo, las perlas pequeñas mejoran la cinética de la reacción de intercambio iónico, pero provoca un aumento en la caída de presión del agua que produce una disminución del caudal. Las propiedades químicas de las resinas son su capacidad del intercambio iónico, tipo de matriz de resina y concentración de grupos funcionales unidos a la columna vertebral de la resina.

Las resinas altamente retículas son más duras y más resistentes mecánicamente, pero con un menor hinchamiento y accesibilidad de los contra iones. El comportamiento de las resinas de intercambio iónico depende no solo de su estructura y el grado de reticulación, sino que también de su porosidad, grupos funcionales y grado de hinchamiento. Las propiedades que se buscan en una resina para su aplicación a nivel industrial son una cinética rápida, estabilidad química alta, resistencia mecánica alta, grado de reticulación adecuado, una estructura hidrofílica y tamaño de partículas regular, capacidad de intercambio iónico eficaz y duradero, tamaño de partícula constante y por último una superficie efectiva de acuerdo con el diseño hidráulico del proceso.

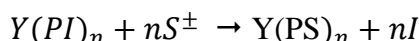
### 5.5.1.2 TIPOS DE RESINA

Un intercambiador de iones es un sólido insoluble con cationes, aniones o iones anfóteros intercambiables. Se diferencia de un sólido absorbente puesto que una resina lleva a cabo una acción estequiométrica, los iones capturados por el intercambiador son reemplazados en la solución por un número equivalente de iones cargados de manera similar. El intercambio iónico implica una interacción electrostática selectiva y preferencial entre los iones. El intercambio iónico conduce a la captura de un ion por el intercambiador sólido de acuerdo con su tamaño iónico relativo, valencia y concentración.

Un intercambiador iónico sólido es un electrolito sólido con matrices inertes (Y) a las que se unen grupos polares o funcionales especiales (P) equilibrados por iones de cargas opuestas (I) que están disponibles para el intercambio. Estos se pueden representar mediante la fórmula:



Cuando se elimina el ion de equilibrio "I" que a veces se presenta como  $X^+$  o  $X^-$  según su naturaleza. Cuando "P" es negativo el ion intercambiable es un catión dando lugar a un intercambiador catiónico. Si, "P" es positivo el ion intercambiable es un anión dando lugar a un intercambiador aniónico. La reacción de intercambio iónico (IX) con una especie "S", en un medio acuoso es:



Los diferentes tipos de resinas de intercambio iónico que se fabrican tienen diferentes formulaciones que proporcionan el intercambio deseado de acuerdo a las propiedades fisicoquímicas del sistema. Existen cinco tipos de intercambiadores iónicos que se clasifican de acuerdo con sus grupos en funcionales de base fuerte y base débil (ver, Tabla 5.5).

**Tabla 5.5**  
Tipos de resinas de intercambio iónico.

Tipos de resina de intercambio iónico					
Resina	Tipo de intercambiador	Grupo funcional	Ion móvil	Rango de pH para el intercambio	Agente de lavado para la regeneración
Intercambiador catiónico	Ácido fuerte	$-SO_3-H^+$	$H^+$	0 - 14	$H_2SO_4$
		$-SO_3-Na^+$	$Na^+$	0 - 14	HCl/NaCl
	Ácido débil	$-COO-H^+$	$H^+$	4 - 14	HCl
Intercambiador aniónico	Base fuerte	$-N^+(CH_3)_3Cl^-$	$Cl^-$	1 - 14	NaCl
		$-N^+(CH_3)_3OH^-$	$OH^-$	1 - 14	NaOH
	Base débil	$-N^+H(CH_3)_2Cl^-$	$Cl^-$	1 - 8	HCl
Estructura no específica	Resina quelante	$CH_2COOH$	$H^+$	4 - 14	HCl
		$-CH_2N$			$H_2SO_4$

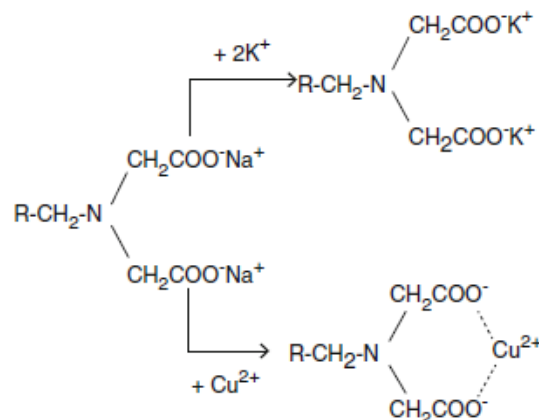
Adaptado de Luqman et al. (2012).

Los intercambiadores iónicos que contiene grupos sulfonatos ( $-SO^3$ ), ácido fosfórico ( $-PO^3$ ) y los que contiene grupos básicos de tetra-amonio ( $-NR_3^+$ ) son intercambiadores fuertemente ácidos y fuertemente básicos respectivamente. Por otro lado, los intercambiadores que contienen grupos fenólicos ( $-OH$ ) y grupos amina primaria ( $NH_2$ ), aminas secundarias ( $-NRH$ ) son intercambiadores débilmente ácidos y débilmente básicos respectivamente. Los grupos carboxilo ( $-COO$ ) y los grupos amina ( $-NR_2$ ) toman una posición media entre los intercambiadores (Luqman et al., 2012) .

La mayoría de intercambiadores de ácidos fuertes contiene grupos sulfonatos que son activos en todo el rango de pH, aquellos que tiene grupos carboxílicos no son activos a valores de pH por debajo de 4 - 6. Sin embargo, estos intercambiadores suelen tener una mayor capacidad que los sulfonatos. Del mismo modo, los intercambiadores básicos fuertes son activos en todo el rango de pH a diferencia de los intercambiadores de base débil que no son activos en un pH alcalino.

Las resinas fuertemente ácidas están disponibles en forma de  $Na^+$  o  $H^+$  con diferentes grados de reticulación para cumplir con los requisitos en diversas aplicaciones, mientras que las resinas fuertemente básicas están disponibles en forma  $Cl^-$  o  $OH^-$ . Físicamente las resinas están disponibles en diversas morfologías relacionadas con la estructura del polímero que se asocia a los grupos funcionales. Las variaciones entre perla o membranas producen grandes diferencias en las propiedades químicas y físicas.

Las resinas quelantes son un subgrupo de resinas de intercambio iónico que se unen a contra iones mediante la interacción de enlaces coordinados y en algunas ocasiones con interacciones electrostáticas, como se muestra en la Figura 5.18.



**Figura 5. 18** Mecanismo de resinas de intercambio iónico en resinas quelantes. Tomado de Luqman et al. (2012).

Al igual que las resinas de intercambio iónico comunes, las resinas quelantes son insolubles en agua y se caracterizan por dos componentes: (1) una matriz polimérica que proporciona estabilidad a los grupos funcionales para la complejación del metal, (2) los átomos coordinantes presentes en las cadenas son N, O, P y S en forma de grupos funcionales como ácido iminodiacético, ácido aminofosfórico, amidoxima y tiol que forman complejos metálicos, cuya estabilidad está en función del pH del medio. Los principales grupos activos de los intercambiadores de iones quelantes y su fórmula química se muestran en la Tabla 5.6.

**Tabla 5.6**

Principales grupos activos de los intercambiadores de iones quelantes.

Grupo	Fórmula	Selectividad
Iminodiacetato	$-\text{CH}_2\text{N}(\text{CH}_2\text{COOH})_2$	$\text{Hg}^+ > \text{Cu}^{2+} > \text{UO}_2^{2+} > \text{Pb}^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Al}^{3+} > \text{Cr}^{3+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Zn}^{2+} > \text{Ag}^+ > \text{Co}^{2+} > \text{Cd}^{2+} > \text{Fe}^{2+} > \text{Mn}^{2+} > \text{Ba}^{2+} > \text{Ca}^{2+} > \text{Sr}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Na}^+$
Ácido aminofosfónico	$-\text{CH}_2\text{NHCH}_2\text{CH}_2\text{PO}_3\text{H}$	$\text{Th}^{4+} > \text{U}^{4+} > \text{UO}_2^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Be}^{2+} > \text{Tierras raras} > \text{H}^+ > \text{Ag}^+ > \text{Cd}^{2+} > \text{Zn}^{2+} > \text{Cu}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Co}^{2+} > \text{Mn}^{2+} > \text{Ca}^{2+} > \text{Na}^+ > \text{Zn}^+$
Tiol	$-\text{SH}$	$\text{Ag}^+ > \text{Cu}^+ > \text{Pb}^{2+} > \text{Cd}^{2+} > \text{Zn}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Ca}^{2+}$
Amidoxima	$-\text{C}=\text{NOH}$ $\quad \quad \quad \text{NH}_2$	$\text{Cu}^{2+}, \text{Ru}^{6+}, \text{Au}^{3+}, \text{Rh}^{3+}, \text{V}^{4+}, \text{Pd}^{2+}, \text{U}^{6+}, \text{Pt}^{2+}, \text{Fe}^{3+}, \text{Mo}^{6+} > \text{Cu}^+ > \text{Ni}^{2+} > \text{Co}^{2+} > \text{Zn}^{2+} > \text{Mn}^{2+}$
N-metilglucamina	$-\text{CH}_2\text{N}(\text{CH}_3)(\text{CHOH})_4\text{CH}_2\text{OH}$	$\text{BO}_3^{2-}$
N-bis-picolilamina	$-\text{CH}_2\text{N}(\text{CH}_2\text{-C}_5\text{H}_4\text{N})_2$	$\text{Ni}^{2+} > \text{Co}^{2+}$ a bajo pH
Trietilamonio	$-\text{N}(\text{C}_2\text{H}_5)_3^+\text{OH}^-$	$\text{NO}_3^-$
Tiourea	$-\text{NH}-\overset{\text{S}}{\parallel}{\text{C}}\text{NH}_2$	$\text{Hg}^+ < \text{Cd}^{2+}$

Adaptado de Luqman et al. (2012).

Las resinas quelantes se diferencian de las resinas ordinarias en su alta selectividad hacia ciertos iones metálicos en los procesos de sorción. Durante su fabricación se les otorga la capacidad de absorción selectiva hacia ciertos iones metálicos fijando los grupos funcionales deseados a la cadena principal del polímero. Por ejemplo, los polímeros quelantes contienen grupos amidoxima tienen una alta selectividad para recuperar uranio.

Después del proceso de intercambio, la selectividad de las resinas quelante depende en las diferentes estabilidades de los complejos metálicos a los valores de pH apropiados. Esta característica de las resinas quelantes, las hacen adecuadas para la adsorción selectiva de iones metálicos.

Las membranas de intercambio iónico son un intercambiador iónico en forma de hoja polimérica que lleva grupos químicos cargados unidos covalentemente a la cadena principal del polímero que intercambian sus iones móviles por iones de carga similar del medio acuoso. Las membranas de intercambio catiónico, contiene grupos cargados negativamente como  $-\text{SO}_3^-$ ,  $-\text{COO}^-$ ,  $-\text{PO}_3^{2-}$ ,  $-\text{PO}_3^{\ominus}$ ,  $-\text{PO}_3\text{H}^-$  y  $\text{C}_6\text{H}_4\text{O}^-$ . Las membranas de intercambio aniónico, contienen grupos cargados positivamente como  $-\text{NH}_3^+$ ,  $-\text{NH}_2^+$ ,  $-\text{NR}_2\text{H}^+$ ,  $-\text{NR}_3^+$ ,  $-\text{PR}_3^+$  y  $\text{SR}_2^+$ , también puede contener intercambiadores anfóteros o bipolares que tiene la capacidad de intercambian cationes y aniones simultáneamente.

Las membranas de intercambio iónico se clasifican en membranas de intercambio catiónico de ácido fuerte o débil y membranas de intercambio aniónico de base fuerte o débil dependiendo del grupo funcional.

Los materiales de las membranas de intercambio iónico se pueden dividir en tres clases: membranas de alto peso molecular en polímeros que contienen restos iónicos, membranas inorgánicas y membranas híbridas compuestas de materiales orgánicos/inorgánicos. Las membranas de intercambio iónico se han utilizado ampliamente en diversas aplicaciones industriales con grandes caudales relacionados con proceso de separación y transporte selectivo de iones.

Los intercambiadores anfóteros o bipolares tienen la capacidad de intercambiar cationes y aniones simultáneamente con la absorción estequiométrica de las sales disueltas. Estos intercambiadores cuentan con poliones que contienen grupos catiónicos y aniónicos, o una combinación de grupos  $-SO_3^- H^+$ ,  $-N(CH_3)_2$ ,  $-COOH$  y  $-N^+(CH_3)_3 OH^-$  colocados uno sobre otro en par en la estructura polimérica.

Algunas de las resinas de intercambio iónico utilizadas en la industria se mencionan a continuación:

Intercambiadores catiónicos:

- Amberlite IR -200
- Amberlite 200
- Lewatit SP -120
- Indion 925
- Agrion C 100
- Amberlite IRC -84
- Amberlite IRC -50
- Amberlite XE -318
- Indion 236
- Dowex A1
- Dowex XF - 4195
- Dowex XFS - 43084
- Duolite ES -63
- Duolite CS -346
- Zerolit S 1006
- Lewatit TP-207

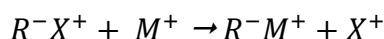
Intercambiadores aniónicos.

- Amberlite IRA - 400
- Deacidite FF -530
- Ionac A -580
- XE -270
- XE - 299

### 5.5.1.3 EQUILIBRIO Y SELECTIVIDAD

El proceso de intercambio iónico depende del mecanismo por el cual los iones móviles de una solución se intercambian por un número equivalente de iones que están unidos electrostáticamente a los grupos funcionales contenidos dentro de una matriz sólida del intercambiador iónico.

La selectividad de una resina de intercambio iónico, hace referencia a su capacidad para distinguir entre las diversas especies de iones. Los iones metálicos contenidos inicialmente en una solución acuosa se intercambian con iones contenidos en el intercambiador iónico. Este proceso se representa una reacción de intercambio catiónico como:



Donde  $M^+$  es el catión metálico que participa en el intercambio. La fracción de los iones fijados en los sitios de intercambio por  $X^+$  y  $M^+$  son  $R^-X^+$  y  $R^-M^+$  respectivamente. La constante de equilibrio está dada por:

$$K = \frac{[R^-M^+][X^+]}{[R^-X^+][M^+]} \quad (5.15)$$

La distribución de los iones entre las dos fases sólida (resina de intercambio iónico) y líquida (licor de lixiviación) depende del valor constante de la reacción. Cuando la carga de resina  $[R^-M^+]$  es pequeña y  $[R^-X^+]$ ,  $[X^+]$  son grandes y su relación es relativamente constante.

$$\frac{[R^-M^+]}{[M^+]} = DM \quad (5.16)$$

Que se denomina coeficiente de distribución, por lo tanto DM es la relación entre la concentración del metal en la resina y la solución. En una solución cuando dos iones metálicos  $A^+$  y  $B^+$  compiten por sitios de adsorción al mismo pH se tiene:

$$K_A = \frac{[R^-A^+][X^+]}{[R^-X^+][A^+]} \quad (5.17)$$

$$K_B = \frac{[R^-B^+][X^+]}{[R^-X^+][B^+]} \quad (5.18)$$

Por lo tanto:

$$\frac{[R^-A^+][B^+]}{[A^+][R^-B^+]} = \frac{K_A}{K_B} = \frac{D_A}{D_B} K_B^A \quad (5.19)$$

El coeficiente de selectividad para la reacción general de un intercambiador catiónico, la distribución relativa de los iones cuando una resina en forma  $H^+$  se coloca en una solución que contiene iones  $A^+$  es:

$$K_{H^+}^{A^+} = \frac{[A^+]_{Resina}}{[H^+]_{Resina}} \times \frac{[H^+]_{Solución}}{[A^+]_{Solución}} \quad (5.20)$$



El valor de  $K_B^A$  se denomina coeficiente de selectividad e indica la capacidad de la resina para adsorber  $A^+$  con preferencia a  $B^+$ . Cuando  $K_B^A$  es igual a la unidad, el intercambiador no muestra preferencia por  $A^+$  sobre  $B^+$ , y en consecuencia para cada separación es importante que el valor del coeficiente de selectividad este lo más alejado de la unidad. El valor del coeficiente de selectividad para un ion dado está influenciado por su propia concentración en la fase acuosa y la fuerza iónica del mismo.

En términos generales, para soluciones con una concentración baja, el coeficiente de selectividad aumenta con el número atómico y estado de oxidación del ion metálico. El coeficiente de selectividad de un ion metálico se expresa como:

$$D = \frac{[M^+ \text{ resina}]}{[M^+ \text{ solución}]} = \frac{[\text{Concentración de iones en la resina}]}{[\text{Concentración de iones en la solución}]} \quad (5.21)$$

Si el coeficiente es mayor la unidad el ion metálico es más afín a la resina que a la solución, con un coeficiente menor a la unidad el ion metálico es afín a la solución y si es igual a la igualdad es afín a la resina y a la solución por igual.

La afinidad de los iones metálicos por una resina de intercambio iónico puede expresarse alternativamente mediante el coeficiente de distribución ( $DM$ ). Se puede comparar los coeficientes de distribución para dos metales y la relación de los dos es denominado factor de separación ( $\alpha$ ). El factor de separación es una expresión de la selectividad de un ion con respecto a otro y es análogo al coeficiente de selectividad.

Cuando dos iones tienen cargas y radios iónicos similares, la selectividad derivada de las propiedades del material iónico no son suficiente para realiza una separación eficaz. Por lo tanto, debe añadirse un agente complejante apropiados a la fase acuosa para permitir que se logre la selectividad mediante la diferencia en las constantes de estabilidad, la diferencia en las cargas o variación en la estructura de los complejos formados. La determinación del coeficiente de selectividad es complicada, la mayoría de los parámetros se extraen de los datos del fabricante.

La regla general que se debe tener en cuenta para fines de diseño cuando se utilizan resinas de intercambio iónico catiónicas en concentraciones bajas, la selectividad aumenta con el aumento de la carga del catión de intercambio en el orden:  $Li^+ < H^+ < Na^+ < K^+ < Cs^+ < Rb^+ < Ag^+ < Be^{2+} < Mg^{2+} < Cu^{2+} < Ni^{2+} < Co^{2+} < Ca^{2+} < Sr^{2+} < Ba^{2+} < Ce^{3+} < La^{3+} < Th^{4+}$ . La selectividad también aumenta con el número atómico del catión del intercambiador en el orden  $Li^+ < H^+ < Na^+ < K^+ < Cs^+$ . Para los aniones, una serie típica de selectividad es:  $F^- \approx OH^- < HCO_3^- < CH_3COO^- < Cl^- < HSO_3^- < Br^- < CrO_4^{2-} < NO_3^- < SCN^- < I^- < ClO_4^- < C_2O_4^{2-} < SO_4^{2-}$ .

Al seleccionar una resina de intercambio iónico, además de la selectividad debe considerarse sus propiedades químicas y físicas. La capacidad de intercambio iónico de una resina es una medida del número de iones que son intercambiables en una cantidad determinada de resina. Se define en términos de equivalentes "eq"/ kg de resina, donde un equivalente es la relación entre el peso molecular en gramos de iones intercambiados y la carga de iones. Las capacidades de intercambio de las resinas comerciales suelen oscilar entre 0.5 y 10 eq/kg.

La cinética o velocidad de reacción entre los iones en solución y la resina está determinada por la velocidad de difusión de iones a través de la fina película de agua que rodea cada perla (difusión de la película) y a través de la propia perla (difusión de partículas). En una solución diluida durante la fase de adsorción la velocidad de difusión de la película es más lenta que la velocidad de difusión de las partículas. La capacidad de intercambio iónico se utiliza para describir la capacidad de intercambio total disponible del agente intercambiador y para el cálculo del diseño de procesos de intercambio iónico. La capacidad se puede expresar como miliequivalente por gramo (meq/g) o miliequivalente por mililitro (meq/mL) dependiendo del intercambiador iónico.

#### 5.5.1.4 CICLO DEL PROCESO DE INTERCAMBIO IÓNICO

Cuando el intercambiador iónico se encuentra en forma de resina, la separación se realiza mediante un método por lotes o en columna. El ciclo del proceso se divide en tres etapas:

1. **Sorción.** La solución que contiene los iones ingresa a través de la columna que contiene la perla de resina. Los iones se unen a las resinas que liberan los contra iones para realizar el intercambio.
2. **Elución.** Los iones objetivos se despojan de la resina cargada con un eluyente en específico. El eluyente reemplaza a los iones metálicos contenidos en la resina.
3. **Regeneración.** Se basa en el desplazamiento de iones de unión menos selectivos provenientes de la elución. Dependiendo del tipo de intercambiador de iones y del agente de separación, la mayor parte del intercambiador de iones se puede regenerar mediante ácidos (iones  $H^+$ ), con iones de sodio, cloruro o álcali (iones  $OH^-$ ). Durante la regeneración, los iones adsorbidos se eliminan y se reemplazan por iones adecuados. Por ejemplo, si en la etapa de sorción usa un intercambiador de cationes cargado con iones  $H^+$  pero la elución deja iones  $Na^+$  en la fase del intercambiador, el material debe protonarse. Se podría utilizar un ácido fuerte para regenerar el intercambiador a su estado inicial.

### 5.5.1.5 SELECCIÓN DE UN PROCESO DE INTERCAMBIO IÓNICO

Luqman et al. (2012) señalan que la correcta decisión de implementar un proceso de intercambio iónico es crucial para lograr los resultados esperados y los objetivos de rentabilidad. Para lograr una correcta selección del intercambiador iónico, configuración del proceso y modo de funcionamiento se debe contemplar los siguientes factores:

1. Características de la solución donde se encuentra los iones metálicos de interés, desde la concentración de los iones objetivo e impurezas.
2. Selección del medio de intercambio iónico apropiado (resinas, membranas o fibras), el cual depende de las necesidades del sistema. El medio de intercambio iónico debe ser compatible con la naturaleza química de la solución como el pH, tipo de iones presente y parámetros como temperatura y presión. Se debe prestar atención a concentraciones de iones con características similares para definir que la selectividad sea la correcta para el proceso.
3. Consideraciones económicas como el costo total de la operación, el cual consta de los costos de capital, costo del intercambiador iónico, costos operativos y costos asociados al tratamiento y eliminación de las resinas de intercambio iónico agotadas.

Algunas ventajas de un proceso de intercambio iónico que respaldan su aplicación a escala industrial son:

- Se tiene una gran capacidad para eliminar diversas impurezas con la gama de resinas que se cuentan.
- Bajo consumo energético.
- La resina ofertada en el mercado puede ser tan selectivas como se desean para eliminar una impureza en específico.
- Operación simple.
- La rentabilidad del proceso se puede mejorar con la correcta selección del medio de intercambio iónico y su regeneración.
- Los productos químicos para la regeneración son baratos y si se mantiene una correcta operación la resina puede durar varios años antes de ser reemplazados.

A pesar de su gran aplicabilidad en procesos hidrometalúrgicos, existen diversas limitaciones que se deben de tener en cuenta durante la etapa de diseño:

- Altos porcentajes de sólidos o la presencia de agentes externos al licor puede causar la obstrucción de las resinas.
- Las resinas que dejan de ser selectivas requieren de un remplazo frecuente y una eliminación con un plan de manejo para realizar su desecho de manera responsable.
- La absorción con iones de características similares limita la eficiencia del proceso.
- La eficiencia del proceso está relacionada por la química de la solución o agua del sitio.
- Las aguas residuales que se general durante la etapa de regeneración requiere de un tratamiento.

### 5.5.1.6 CASO DE ESTUDIO: INTERCAMBIO IÓNICO EN PGM

Shaw et al. (2013) señalan que en los últimos años la separación y purificación de PGM empleando IX es uno de los métodos más elegidos por su selectividad para separar los metales del grupo del platino de metales base e impurezas.

Las resinas de intercambio iónico hacen que sea capaz separar los metales del grupo de platino en concentraciones bajas, otorgando recuperaciones con una alta selectividad y una reducción en los costos generales de refinación y un tiempo de procesamiento reducido. Los procesos de refinación convencional de metales preciosos siguen estos procesos:

1. Los residuos de refinación de metales base que contienen PGM se disuelven en ácido clorhídrico en presencia de cloro para producir complejos.
2. El cloruro de plata se precipita con una sal insoluble siendo recuperado.
3. El rutenio y el osmio se separan mediante una destilación fraccionada.
4. Posteriormente se precipita el arsénico, selenio y telurio.
5. El oro se precipita de forma reductora de la solución.
6. Por último, paladio, platino y el iridio se separan mediante resinas de intercambio iónico dejando el rodio como el último elemento en recuperar.
7. El rodio e iridio se recuperan mediante su precipitación mediante su hidrólisis.

Los complejos de cloroaniones del PGM son adsorbidos fuertemente por las resinas de intercambio aniónico. La elución de estos metales requiere de agentes complejantes para evitar pérdidas. En algunas ocasiones se opta por una descomposición térmica de la resina para evitar pérdidas de estos metales preciosos, aunque esto involucre un reciclaje nulo de las resinas.

Crundwell et al. (2011) indican que el paladio se elimina del refinado de oro empleando resinas de intercambio iónico. La separación del paladio se realiza en columnas con un tamaño de 0.5 m de altura y 0.3 m de diámetro con un intercambiador iónico que consta de un grupo funcional montado sobre una perla de sílice de gran superficie, este intercambiador es altamente selectivo para el paladio en las condiciones elegidas y su cinética de extracción es rápida, de ahí el pequeño tamaño de la columna.

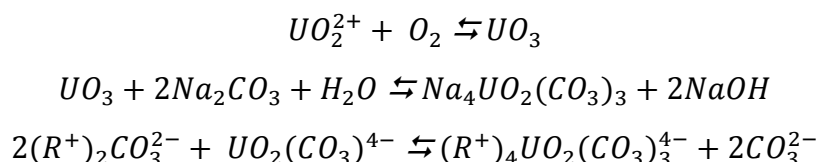
Antes de la extracción es importante que la solución se acondicione, para asegurar que la concentración de paladio, acidez y potencial redox sea el correcto. El rango de potencial redox es importante porque si es demasiado bajo, el platino puede extraerse bloqueando la extracción del paladio; si el potencial redox es demasiado alto la forma iridio  $Ir^{+4}$  en la solución reacciona ligándose al sustrato de sílice generando su desprendimiento que resulta en la degradación del medio de intercambio iónico.

El paladio cargado se eluye con bisulfato de amonio, se añade hidróxido de amonio al eluato. Posteriormente se añade HCl a la solución y se precipita el paladio en forma de un dicloruro diamino  $(NH_3)_2PdCl_2$ , esta precipitación elimina el 98 % de paladio de la solución. El paladio restante en la solución se recicla.

### 5.5.1.7 CASO DE ESTUDIO: RECUPERACIÓN DE URANIO CON IER

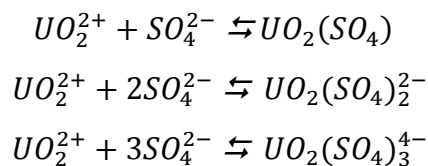
El intercambio de iones para la recuperación de uranio es una práctica general en la industria, la aplicabilidad de IX para operaciones de lixiviaciones ISL proporciona una opción rentable en especial en licores de lixiviación de carbonatos y soluciones con una baja concentración. La función del IER es fijar selectivamente el uranio de la solución de lixiviación y luego se recupera eluyendo la resina. Las resinas de aniones de base fuerte se utilizan para recuperar uranio, en lixiviación ácida como de circuitos de lixiviación de carbonatos, mientras que el uso de una resina de intercambio catiónico permite recuperar  $UO_2^{2+}$  directamente, aunque existe la probabilidad de cargar otros cationes como hierro, calcio y magnesio presentes en la solución. La recuperación de uranio sulfatos y carbonatos de uranio aniónicos permite obtener un producto de mayor pureza porque se mitiga la interferencia de impurezas (Shaw et al., 2013; Kern, 2019).

**Lixiviación en un medio alcalino.** Los sistemas ISL que involucran la disolución de uranio en soluciones de carbonato de sodio, se llevan a cabo las siguientes reacciones para el intercambio iónico de uranio:

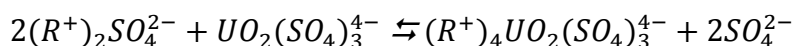


Las condiciones alcalinas dan como resultado la formación de un complejo de carbonato aniónico tetravalente. Este enfoque tiene la doble ventaja de producir un complejo con una selectividad fuerte para la IER de base fuerte y débil, así como evitar la carga de impurezas metálicas que no forman un complejo aniónico. La resina carga se despoja el anión con un eluyente compuesto por una mezcla de sales de carbonato y bicarbonato de sodio.

**Lixiviación en un medio ácido.** La lixiviación ácida se practica utilizando ácido sulfúrico. El uranio en la solución de lixiviación forma complejos de sulfato de uranio de acuerdo con la siguiente reacción:



Los complejos de sulfato aniónico divalente y tetravalente se forman en los sistemas de lixiviación ácidos. El pH óptimo para recuperar el uranio es alrededor de 2 con una concentración de ion sulfato de 0.25 mol/kg en solución; en estas condiciones, se lleva cabo la formación de un complejo cuadrivalente. La carga de complejos de sulfato de uranio en resinas de intercambio aniónico se realiza de acuerdo a la siguiente reacción:



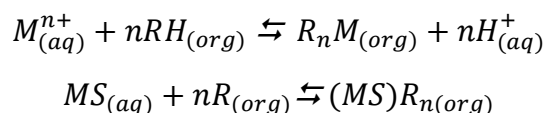
### 5.5.2 EXTRACCIÓN POR SOLVENTES (SX)

La extracción con solventes es un proceso de extracción líquido - líquido, es un proceso de separación en donde un ion objetivo se transfiere a una fase líquida inmisible. Los metales disueltos en la fase acuosa se extraen en una fase orgánica que contiene un extrante adecuado. Algunos solventes orgánicos utilizados son éteres, ésteres, queroseno, benceno y cetonas.

Este proceso tiene el mismo propósito y se basa en principios similares a los del intercambio iónico, pero aquí la fase de extracción de los iones es una sustancia líquida en lugar de un sólido. Los solventes son altamente selectivos hacia un ion metálico y son inmiscibles en agua proporcionando una extracción o aislamiento de un ion metálico de la solución preñada.

El extractante elegido se disuelve en una matriz de soporte orgánico (diluyente) a base de hidrocarburos como el queroseno para distribuir los grupos funcionales en una concentración óptima para la extracción del metal. El extractante y el disolvente portador se ponen en contacto con la fase acuosa inmisible donde se encuentran los iones metálicos. Debido a la afinidad entre el extractante y el ion metálico en la fase acuosa, el ion metálico se transfiere de la fase acuosa a la orgánica. Posteriormente, para recuperar el metal extraído, se mezcla el solvente orgánico con una solución acuosa cuya composición es tal que el compuesto químico formado por el metal y el reactivo orgánico se separa, y así el metal se recupera en la solución acuosa en forma pura. Una vez que se despoja los iones metálicos de interés, el disolvente orgánico se recicla (Free, 2013; Kenneth y Soderstrom, 2019).

La fuerza impulsora del proceso de transferencia depende de la forma en que el metal se asocia con el extractante en la fase orgánica. El extractante puede formar complejos sin carga en una solución acuosa por coordinación, incluida la formación de quelatos o asociación de iones. Tanto el reactivo como el complejo que forman los iones metálicos deben ser solubles en la fase orgánica e insoluble en el licor. Al seleccionar el compuesto orgánico extractante, se debe seleccionar considerando los iones objetivo, impurezas, pH de la solución y tipo de agente lixivante. Es importante considerar que el pH de la solución puede aumentar o disminuir la selectividad del solvente. El mecanismo de intercambio se puede describir como:



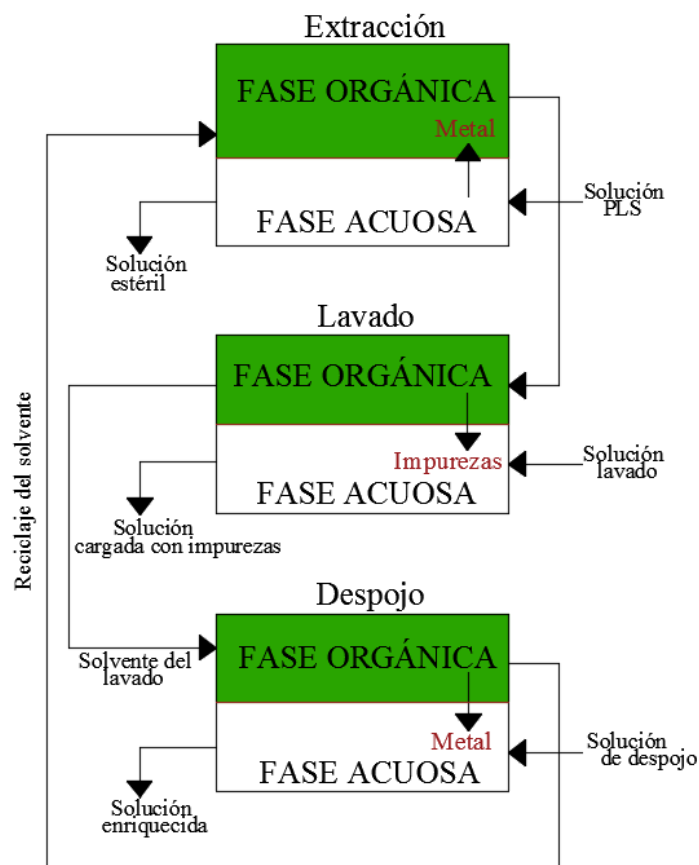
Donde un ion metálico  $M^{n+}$  o una sal metálica  $MS$  en la fase acuosa reacciona con un extractante  $RH$  o  $R$  en la fase orgánica para formar un complejo metálico orgánico soluble. Aquí " $n$ " representa el estado de oxidación del metal  $M$  y es un número entero.

Es importante señalar que la extracción de ion metálico ocurre solo cuando interacciona con el extractante en contacto directo. Existe varias formas para lograr la reacción química para la extracción dependiendo del extrante utilizado. La reacción del ion metálico  $M^{n+}$  tiene lugar cuando el ion metálico reemplaza al ion hidrón asociado con el extractante, la acidez de la solución acuosa aumenta durante la extracción y es necesario controlar la acidez de la solución para restringir la concentración de impurezas. Mientras que la reacción de la sal metálica  $MS$  representa que la sal metálica neutralizada interactúa con el extractante. Cada solvente tiene una eficiencia en un determinado pH. Por ejemplo, la aldoxima con un ion  $H^+$  intercambiable funciona de manera eficiente a un pH superior a 2.

La fase orgánica cargada se separa de la solución acuosa y un posteriormente se mezcla con una solución con un pH más bajo para invertir la reacción y realizar el despojo de los iones metálicos. La extracción con solventes se realiza en tanques de agitación en los que el licor y la fase acuosa se mezclan mediante impulsores. Los tanques se usan en serie para mejorar la recuperación de los iones metálicos. Posteriormente el líquido se envía a un sedimentador que permite la separación de los dos líquidos, mediante el desborde de la fase orgánica se logra la separación, en la Figura 5.19 se muestra un diagrama de flujo que representa un proceso de extracción por solventes.

Los compuestos químicos utilizados como extractores son costosos y se debe controlar el pH de la solución para asegurar que la separación sea lo más completa para minimizar pérdidas. Cantidades remanentes en el licor pueden afectar la reutilización de la solución lixivante y de igual manera puede afectar la recuperación del metal. El volumen del licor de lixiviación y la fase orgánica pueden ser aproximadamente iguales en la etapa de extracción. Con una correcta selección del extractante, un pH y relación de volumen adecuado; es posible lograr un enriquecimiento 50:1 hasta separaciones 5,000:1. Es por esos que estas soluciones son lo suficiente puras para pasar directamente a una planta de electroobtención (Bodsworth, 1994).

Kenneth y Soderstrom (2019) señalan que actualmente la extracción por solventes se utiliza comercialmente para metales como el cobre, níquel, cobalto, cromo, uranio, vanadio, molibdeno, tungsteno, zinc, tierras raras, metales del grupo de platino, tantalio, niobio, circonio y oro.



**Figura 5. 19** Diagrama de flujo de la operación de extracción por solventes. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

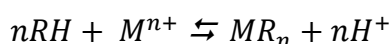
### 5.5.2.1 TIPOS DE EXTRACTANTES

Un extractante es el componente activo y central en el solvente orgánico. Este debe de cumplir con una serie de características generales para lograr la extracción del metal. Estos son: (1) tener una capacidad de extraer el metal al pH requerido, (2) ser selectivo para los iones objetivos, (3) tener relaciones de extracción aceptable, (4) ser soluble en la fase orgánica y tener una solubilidad restringida en el licor, (5) permitir su lavado y despojo de los iones. Regularmente estas características son incompatibles entre sí, por lo que es importante lograr un equilibrio.

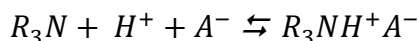
Las moléculas extractantes reemplazan el agua de solvatación alrededor de los iones metálicos en la solución, haciéndolo solubles en la fase orgánica. Los extractantes son especies características que contienen oxígeno, como éteres, cetonas y diversas moléculas que contiene fósforo. Los extractante orgánicos se pueden clasificar en cuatro clases: (1) solventes neutros, (2) solventes catiónicos (ácido), (3) solvente catiónico (básico) y solventes quelante. Un extractante es un líquido orgánico que se utiliza para extraer metales de una fase acuosa mediante una acción solvatante.

Los grupos funcionales más comunes son cetonas, éteres, ésteres, sulfuros de alquilo y alcoholes. Los extractante de amina se emplean en procesos para la recuperación en licores ácidos debido a su carga más alta y su comportamiento en la separación de fases.

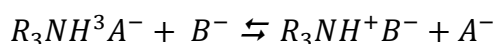
Bodsworth (1994) indica que los extractantes contienen átomos de oxígenos polares que aceptan iones de hidrógeno. Los iones de hidrógeno aceptados se asocian con complejos metálicos. Un extractante catiónico son líquidos orgánicos en los que la transferencia de especies metálicas del licor a la fase orgánica se da mediante una interacción iónica. El proceso catiónico implica el intercambio de cationes metálicos con iones de hidrógeno de la fase orgánica. Los extractantes catiónicos líquidos se clasifican en grupos carboxílicos y compuestos organofósforo. El proceso de extracción de un extractante catiónico se representa mediante la siguiente reacción:



Los extractantes aniónicos funcionan de la misma manera que los catiónicos excepto que extraen especies aniónicas del licor. Este líquido son esencialmente alcaliaminas de cadena larga principalmente aminas secundarias y terciarias. Además de haluros de amonio cuaternario que también se emplean como extractante del tipo aniónico. Las aminas requieren de una protonación antes de que puedan actuar como intercambiadores de aniones y así mostrar propiedades de extracción en un ácido en forma de base libre. Por ejemplo, una amina terciaria tiene que reaccionar con un ácido inorgánica de acuerdo con la reacción:



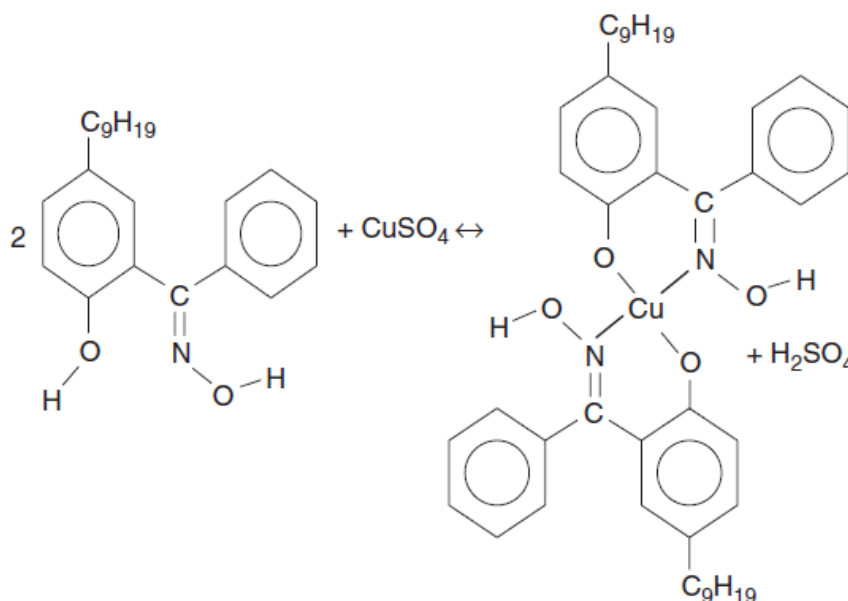
Para actuar con un anión portador:



Los extractante quelantes en virtud de la forma de acción pertenecen a la categoría de extractantes ácidos. Estos reactivos son hidroxioximas o derivados de oxima o acetonas. La principal característica de estos extractante es que muestran un comportamiento de quelación, es decir forman una estructura de anillo que involucra la molécula extractante ligado al ion metálico. Un ejemplo son las soluciones de cobre que se someten a una extracción de Cu



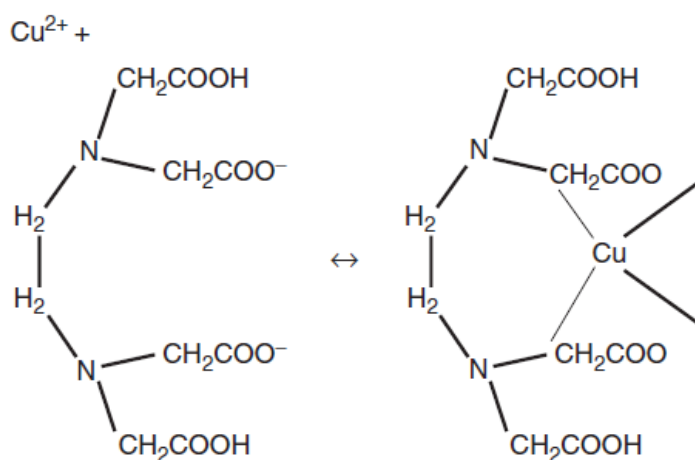
mediante extractantes quelantes, como cetoxima (LIX 64), betadiketona (LIX 54) y 2 – hidroxí oxima (LIX 65 N) en la Figura 5.20 se muestra la interacción de solvente LIX 65N con el cobre.



**Figura 5.20** Mecanismo de extracción de Cu con LIX 65N. Tomado de Free (2013).

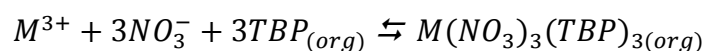
Los extractantes quelantes forman parte de una categoría llamada extractantes coordinados que tienen pares de electrones en los átomos de nitrógeno u oxígeno. Estos pares están separados entre sí en los extremos de los anillos orgánicos heterocíclicos. Los átomos de nitrógeno y oxígeno en los extremos ayudan a la formación de complejos.

La disposición entre el nitrógeno, oxígeno neutro y oxígeno aniónico se diseña para la extracción de metales específicos. Generalmente, dos de las moléculas extractantes se coordinan y se unen con un ion metálico divalente de manera específica, por ejemplo, para la extracción de cobre se emplean hidroxí oximas, en la Figura 5.21 se presentan ejemplos de extractante EDTA (ácido etilendiaminotetraacético) de coordinación para iones de Cu.



**Figura 5.21** Representación esquemática de la extracción de cobre por EDTA. Tomado de Free (2013).

En los solventes neutros, el mecanismo de intercambio de solvatación ocurre en SX cuando la sal del metal neutro forma complejos con el solvente orgánico. Un ejemplo es la utilización de tri-n-butil fosfato (TBP):



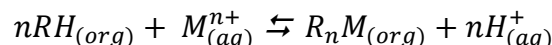
Otros ejemplos son:

- Ésteres de fósforo.
- Óxidos fosfínicos.
- Ésteres y análogos de tio.
- Varias cetonas, como metil isobutil cetona y di –isobutilcetona.

### 5.5.2.2 CONSTANTE DE EXTRACCIÓN

De acuerdo con la química de extracción, los reactivos de extracción por solventes se agrupan en catiónicos, neutros y aniónicos. Los extractantes neutros y aniónicos son útiles para la extracción de metales a partir de soluciones de cloruro, pero tiene poca utilidad para las soluciones de sulfato. La razón es que estos reactivos extraen metales de la solución como complejos de cloro. Estos reactivos incluyen compuesto que contienen oxígeno de doble enlace como cetonas, éteres y alquilfosfatos.

Los extractantes clasificados como catiónicos son todos ácidos orgánicos, por ejemplo, ácidos carboxílicos o alquilfosfóricos. Estos compuestos extraen metales de la fase acuosa mediante la formación de sales metálicas del ácido orgánico en la fase orgánica. La reacción general de un proceso de extracción por solventes es:



La reacción es reversible de modo que el aumento de la concentración de iones de hidrógeno hará que se invierta la dirección de la transferencia de iones  $M^{n+}$ . De esta forma se puede recuperar el solvente de los iones metálicos cambiando las condiciones químicas, en este caso la concentración del ácido. La constante de equilibrio de los reactivos y productos es:

$$K = \frac{[MR_n][H^+]^n}{[M^{n+}][RH]^n} \quad (5.22)$$

La constante resultante no es una constante de equilibrio termodinámico. Es un equilibrio basado en la constante de concentración para expresar la extracción del proceso. También es útil expresar el proceso de extracción en términos del coeficiente de extracción que se define como la concentración de la especie  $M^{n+}$  en la fase orgánica ( $C_{MR_n}$ ) dividida por la concentración de  $M^{n+}$  en el licor ( $C_{M^{n+}}$ ). La sustitución de estos términos en la expresión de equilibrio es:

$$E_C = \frac{C_{R_nM}}{C_{M^+}} \quad (5.23)$$

$$K = E_C \frac{C_{H^+}^n}{C_{RH}^n} \quad (5.24)$$

Resolviendo se tiene:

$$\log(E_C) = \log(K) + n(\log C_{RH} - \log C_{H^+}) \quad (5.25)$$

Generalmente, se considera que  $-\log C_{H^+}$  es igual al pH. La constante de equilibrio se puede determinar trazando  $\log(E_C)$  contra  $n(\log C_{RH} + pH)$ . El éxito de la extracción depende de las concentraciones y el pH. También depende de la relación de volumen entre el solvente y el licor. Con un balance de masa, la fracción de metal extraído se determina como:

$$F = \frac{V_{Resina}(C_{MR_n})}{V_{Resina}(C_{MR_n}) + V_{licor}(C_{M^{n+}})} = \frac{\left(\frac{V_{Resina}}{V_{licor}}\right) E_C}{\left(\frac{V_{Resina}}{V_{licor}}\right) E_C + 1} \quad (5.26)$$

Donde:

$F$ : Fracción extraída.

$V_{Resina}$ : Volumen de la fase orgánica,  $V_s$ .

$V_{licor}$ : Volumen del licor,  $V_a$ .

Reordenando se tiene:

$$E_C = \frac{F}{\frac{V_{Resina}}{V_{licor}}(1 - F)} \quad (5.27)$$

Las características de carga son importantes en la extracción líquido – líquido. Una curva de distribución líquido – líquido se basa en la interacción del metal con la fase orgánica y el licor. Es fundamental que se lleven a cabo pruebas iniciales en laboratorio por lotes, generalmente se considera que el metal en la fase orgánica está en función de la concentración del metal en el licor. A menudo se utiliza un balance de masa:

$$C_{Rtotal} = nC_{R_nM} + C_{RH} \quad (5.28)$$

El equilibrio del extractante permite la siguiente sustitución:

$$C_{RM} = \frac{C_{Rtotal}}{1 + (C_{H^+}/k(C_{M^+}))} \quad (5.29)$$

Que permite una comparación directa de las concentraciones de iones metálico en las fases del solvente y acuosos para  $n = 1$ .

Las pruebas de extracción a menudo se realizan inicialmente en embudos de separación. Los embudos se agitan durante un periodo de tiempo. Luego se analiza la fase acuosa resultante, Se utiliza los datos de  $C_{RM}$  contra  $C_{M^+}$  para crear una curva de distribución. Estas curvas de distribución reciben el nombre de isotermas de distribución, en Figura 5.22 se muestra una isoterma para una distribución típica para  $n = 1$ .

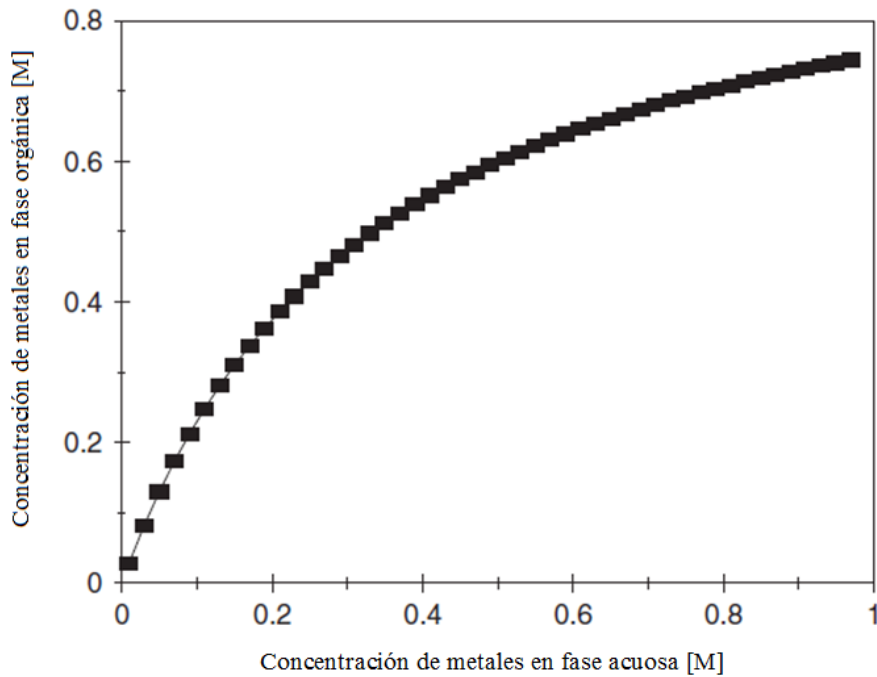


Figura 5.22 Isoterma de la extracción por solventes para  $n = 1$ . Adaptado de Free (2013).

### 5.5.2.3 COEFICIENTE DE DISTRIBUCIÓN

Los coeficientes de transferencia en la extracción por solventes son el coeficiente de distribución y el coeficiente de separación. El coeficiente de distribución "D" mide la transferencia de iones metálicos del licor a la fase orgánica, se define como:

$$D = \frac{\text{Concentración de iones metálicos en la fase orgánica}}{\text{Concentración de iones metálicos en el licor}} = \frac{[M]_{\text{orgánico}}}{[M^{n+}]_{\text{licor}}} \quad (5.30)$$

Cuanto mayor sea el valor del coeficiente de distribución, mayor será la extractabilidad de los iones metálicos por el solvente seleccionado. El coeficiente de extracción "E" es el inverso del coeficiente de distribución, cuanto mayor sea el valor de "E" mayor es la concentración de iones en el licor. El porcentaje de extracción proporciona una medida de la efectividad de un solvente. La expresión del porcentaje de extracción es:

$$P = \frac{D}{D + \frac{V_a}{V_s}} (100) \quad (5.31)$$

Otro término importante es el factor de separación que se refiere al logro que se obtiene de la separación. Cuando se requiere extraer dos iones metálicos X, Y de una solución acuosa, el factor de la separación de dos iones esta dado por:

$$S = \frac{D_x}{D_y} \quad (5.32)$$

Donde  $D_X$  y  $D_Y$  son el coeficiente de distribución de los dos metales. No se tiene una separación cuando "S" es igual a la unidad. La separación es mayor cuando "S" es mayor a la unidad. El factor de enriquecimiento, está dado por:

$$F = \frac{P_X}{P_Y} = (S) \frac{D_X + \frac{V_a}{V_s}}{D_Y + \frac{V_a}{V_s}} \quad (5.33)$$

Donde  $P_X$  y  $P_Y$  son el porcentaje de extracción de los iones metálicos. El licor contiene  $m_a$  gramos de soluto en un volumen  $V_a$ . Cuando termina la primera extracción, el peso del soluto que queda en la fase acuosa se considera como  $m_1$ . La concentración en la fase acuosa es  $m_1/V_a$  y la concentración de la fase orgánica es  $m_a - m_1/V_o$ . Donde el coeficiente de distribución se puede escribir como:

$$D = \frac{m_a - m_1/V_s}{m_a/V_a} \quad (5.34)$$

Despejando se tiene:

$$m_1 = m_a \left( \frac{1}{1 + D \left( \frac{V_s}{V_a} \right)} \right) \quad (6.35)$$

En una segunda extracción se toma  $m_2$  del peso del soluto que queda en la fase acuosa. Al igual que en la primera extracción, la concentración de equilibrio en la fase acuosa es igual a  $m_2/V_a$  y la concentración en la fase orgánica es igual a  $m_1 - m_2/V_o$ . La expresión D para el segundo proceso es:

$$D = \frac{m_1 - \frac{m_2}{V_s}}{\frac{m_2}{V_a}} \quad (5.36)$$

De igual manera que en la primera extracción se tiene:

$$m_2 = m_1 \left( \frac{1}{1 + D \left( \frac{V_s}{V_a} \right)} \right)^2 \quad (5.37)$$

De esta manera se lleva a la siguiente expresión donde:

$$C_n = C_i \left( \frac{1}{1 + D \left( \frac{V_s}{V_a} \right)} \right)^n \quad (5.38)$$

Donde  $C_n$  es la concentración después de " $n$ " pasos de extracción y  $C_i$  es la concentración inicial en el licor.

Se puede concluir que para mantener la concentración de metal en el licor al mínimo para un valor dado de relación de distribución: El volumen total del licor  $n(V_s)$  es constante. Es beneficioso mantener  $n$  grande y  $V_s$  pequeño. Por lo tanto, para un volumen dado de solvente que se va a utilizar, un " $n$ " número de etapas de extracción, cada uno con un pequeño volumen de solvente se produce una concentración remanente en el licor bajo en el refinado (Rydberg et al., 2004).

Al seleccionar un solvente debe tener un alto coeficiente de distribución superior a cien y una alta selectividad. Para una operación el extractante debe cumplir con: (1) fácil disponibilidad a un costo razonable, (2) alta solubilidad en la diluyente orgánica y baja solubilidad en agua, (3) facilidad de formación de complejos con el metal de interés y alta solubilidad de especies orgánicas metálicas en la fase, (4) facilidad de recuperación del metal de la fase orgánica y regeneración del extractante para el reciclaje, (5) selectividad razonable para la extracción del metal deseado, (6) propiedades físicas adecuadas como una baja viscosidad, punto de inflamación bajo, no tóxico y no volátil.

Algunos de los extractantes utilizados en operaciones son:

Extractantes ácidos.

- Ácido carboxílico
- Ácido fosfónico
- CYANEX CNX
- CYANEX 272
- Kelex – 100
- LIX 63
- LIX64
- P -5000
- HOSTAREX DK-16
- LIX 51
- LIX 54

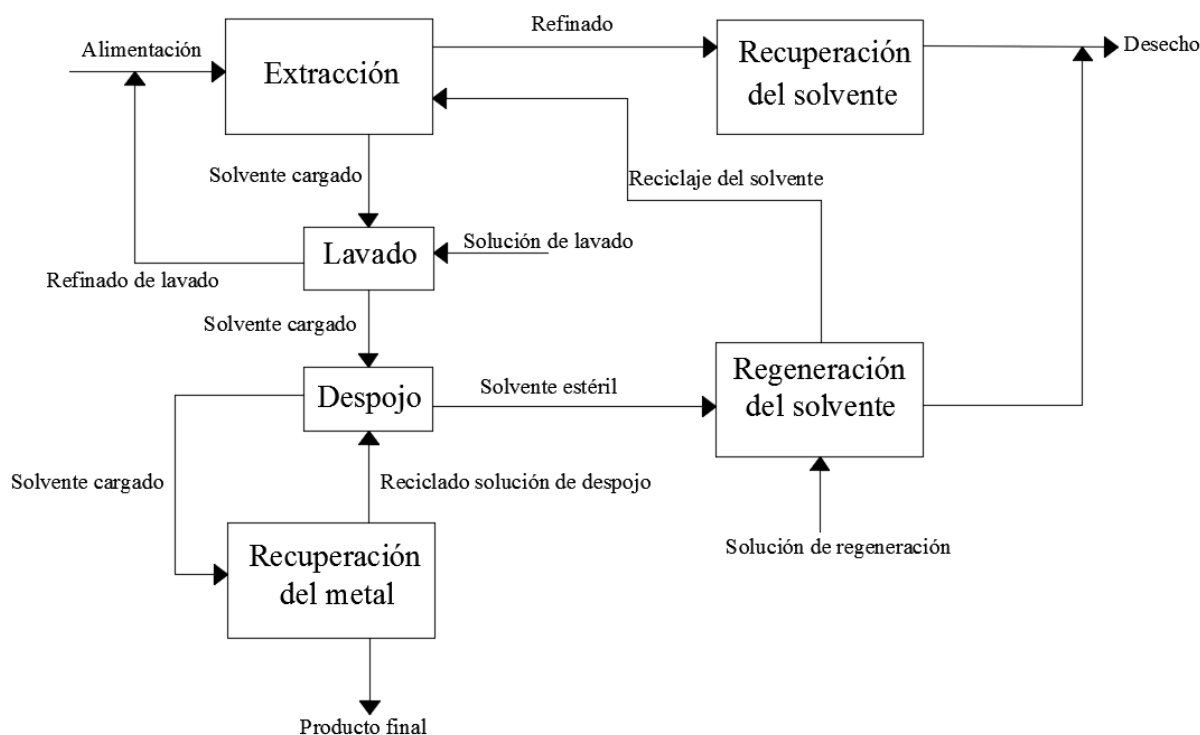
Extractantes alcalinos.

- Primene JM –T
- LA -1
- LA -2
- Adogen 283
- Hoe F2562
- Alamine – 336
- Hostarex – A 327
- Adogen 364
- Aliquat – 336
- Adogen 464
- Hoe S 2706

#### 5.5.2.4 CIRCUITOS DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

En el proceso de extracción con solventes, el licor se alimenta y se ponen en contacto con el solvente en un tanque mezclador. Después de la extracción y la separación de las fases en un tanque espesador, la fase empobrecida es denominada coloquialmente como refinado y la fase del solvente enriquecido se convierte en un solvente cargado. El refinado pasa por una etapa de recuperación del solvente para eliminar cualquier remanente del disolvente.

La solución enriquecida se pone en contacto con otra solución acuosa (agua, ácido o base débiles y/o sales metálicas) para despojar los iones metálicos deseados. El solvente sin valores se puede someter a un proceso de regeneración para preparar el solvente para su reciclaje. En la Figura 5.23 se muestra un diagrama básico para ilustrar el proceso.



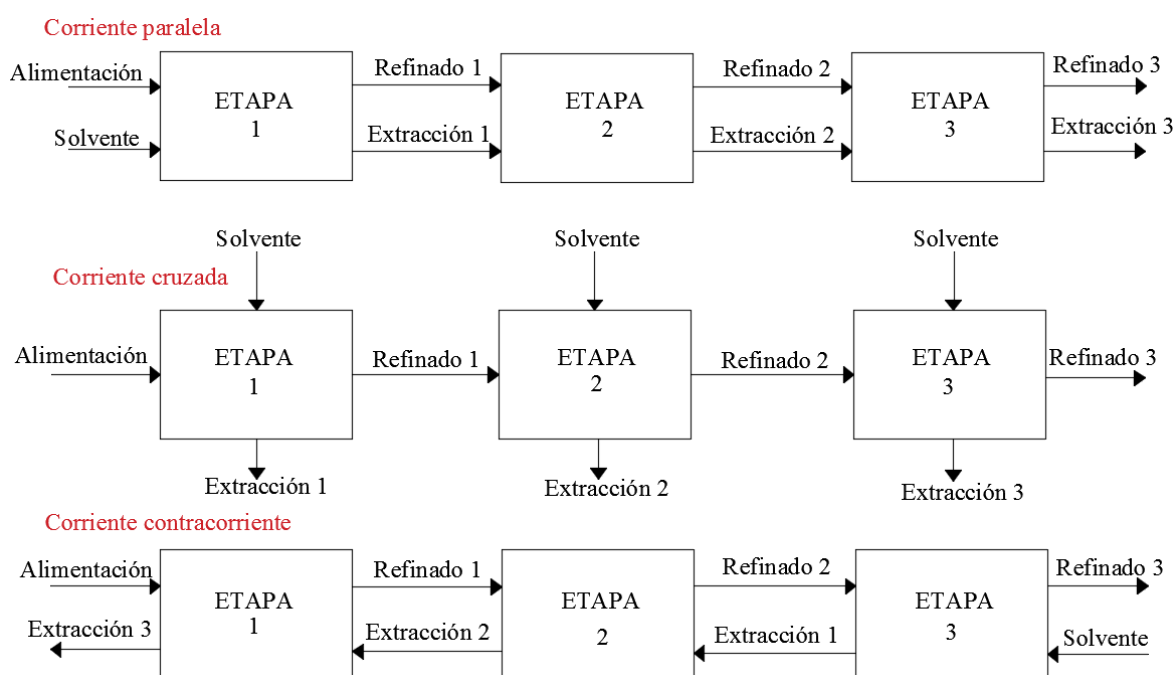
**Figura 5. 23** Diagrama de flujo de un circuito de extracción por solvente. Adaptado de Rydberg et al. (2004).

Uno de los aspectos importantes de los diagramas de flujo es que siempre que sea posible se debe recuperar las fases líquidas y reciclar el solvente, desde el punto de vista económico y ambiental. En la Figura 5.23 se muestra que cada proceso se lleva a cabo en una etapa. Esto por lo general, no es posible debido al valor finito del coeficiente de distribución. Por lo tanto, si  $D$  tiene un valor de 100 ( $E=99\%$ ), después de una extracción, la fase del solvente contendrá 99 partes y una parte de fase acuosa. Para lograr una mayor extracción, el refinado debe ponerse en contacto con el solvente, donde se busca que la fase orgánica contiene 0.99 parte y el refinado solo 0.01 partes. Por lo tanto, en dos etapas de extracción proporciona una mayor extracción es decir 2 volúmenes de fase orgánica para solo un volumen de licor.

Existen tres diferentes circuitos de extracción por solventes estos son: corriente paralela, corriente cruzada y contracorriente (ver Figura 5.24). En un circuito corriente paralela, las dos fases fluyen en la misma dirección entre los distintos tanques mezcladores. Con esta configuración en un solo contacto siempre se alcanza el equilibrio en el primer contacto, los flujos se encuentran en equilibrio al entrar al segundo tanque, porque no se producen cambios en las concentraciones relativas.

En la corriente cruzada el refinado se pone en contacto con una muestra de solventes fresco, a escala industrial se usa rara vez porque otorga la producción de diferentes soluciones preñadas con una concentración reducida de los iones objetivo. Estas soluciones se combinan antes de la etapa de despojo dando como resultado un volumen alto de solvente cargado demandando una mayor cantidad de equipos.

La configuración contracorriente es elegida por excelencia en la industria. En la extracción líquido – líquido en contra corriente la alimentación del licor ingresa en la última etapa de extracción. Por el contrario, la alimentación del solvente entra en la etapa inicial. El flujo a contracorriente hace que la extracción sea más eficiente en el flujo concurrente. Esto maximiza la fuerza impulsora para la extracción de los iones entre las dos fases. En estos circuitos se requiere de la aplicación de varias etapas de extracción, en la práctica se permite una recuperación completa con un volumen pequeño de solvente.

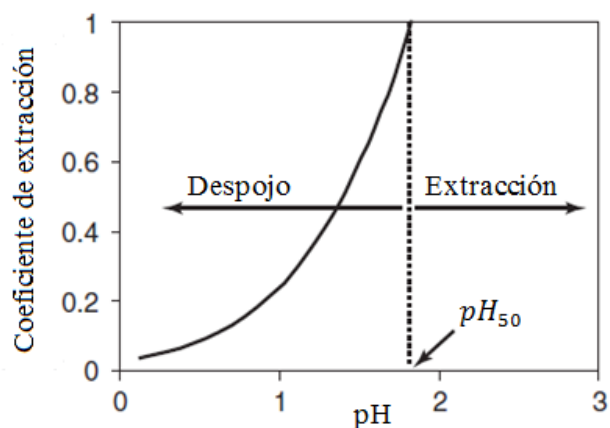


**Figura 5. 24** Circuitos de extracción por solventes. Adaptado de Rydberg et al. (2004).



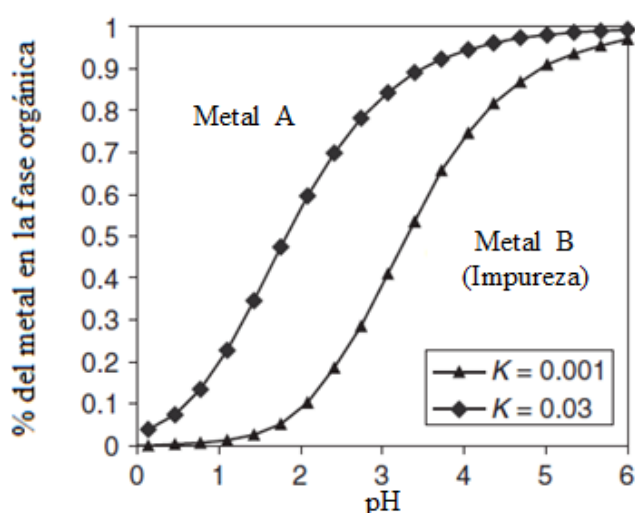
### 5.5.2.5 FACTOR DE SELECTIVIDAD

El tipo de extractante y las condiciones de la solución determinan la selectividad del proceso. Como se observa en la ecuación general del proceso de SX la mayor parte de la extracción involucra iones de hidrógeno. En consecuencia, la extracción líquido – líquido depende del pH. A valores de pH bajos, la extracción es mala. El pH a la que el coeficiente de extracción es 1 se denomina  $pH_{50}$ . La Figura 5.25 ilustra la relación entre el coeficiente de extracción, el pH y  $pH_{50}$  en relación con la separación.



**Figura 5.25** Comparación del coeficiente de extracción y el pH en relación del  $pH_{50}$ , donde  $pH_{50}$  es igual a la mitad de concentración de carga máxima. Adaptado de Free (2013).

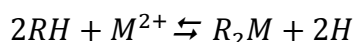
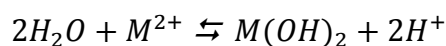
Las diferencias en afinidad por algunos iones en los solventes permiten una separación efectiva. En un sistema de dos metales, los metales a menudo compiten contra iones de hidrógeno por los sitios de adsorción en la fase orgánica. En consecuencia, las diferencias en la afinidad de los iones en relación con el pH. En la Figura 5.26 se muestra la selectividad de dos metales en una fase orgánica se observa en los isotermas de extracción de cada metal en función del pH.



**Figura 5.26** Isoterma de la concentración de dos metales en función del pH en una solución. Adaptado de Free (2013).

De esta forma, se observa que el extractante tiene una mayor afinidad por el Metal A en valores de pH altos, se extraerá el Metal A, si el pH se mantiene en 3 existirán un menor porcentaje de impurezas del Metal B en la fase orgánica. La eficiencia de la extracción del Metal A no es óptima a un pH de 2. Sin embargo, la separación del Metal A y del Metal B sería eficaz a un pH 2.

Los metales que se hidrolizan a un pH bajo generalmente se extraen a estos valores. La tendencia a la hidrólisis se debe a las siguientes reacciones:



En la Tabla 5.7 se presenta una lista de los valores de pKa para iones comunes. Por ejemplo, los iones férricos se hidrolizan fuertemente y tiene un valor de pKa de 2.2. En comparación los iones de zinc se hidrolizan difícilmente porque tienen un valor de pKa de 8.8. Por tanto, los iones férricos tienden a extraerse a valores de pH más bajos que los iones de zinc. Sin embargo, con los extractantes quelantes esta tendencia de hidrólisis no es evidente.

**Tabla 5.7**  
Valores de  $pK_a$  de diversos metales.

Ion	$pK_a$
$Fe^{3+}$	2.2
$Cr^{3+}$	3.8
$Al^{3+}$	5.1
$Cu^{2+}$	6.8
$Pb^{2+}$	7.8
$Zn^{2+}$	8.8
$Co^{2+}$	8.9
$Fe^{2+}$	9.5
$Ni^{2+}$	10.6
$Mg^{2+}$	11.4
$Ca^{2+}$	12.6

Adaptado de Free (2013).

El factor de selectividad o índice de selectividad para una especie "A" sobre la especie "B" se utiliza un extractante dado es:

$$S_{A:B} = \frac{E_A}{E_B} \quad (5.39)$$

El coeficiente de extracción depende del pH. En consecuencia, el factor de selectividad depende del pH. Por lo tanto el pH debe especificarse con el factor de selectividad, la selección del extractante se hace con base en el factor de selectividad en las condiciones del sistema de extracción.

### 5.5.2.6 CASO DE ESTUDIO: EXTRACCIÓN DE COBRE CON SX

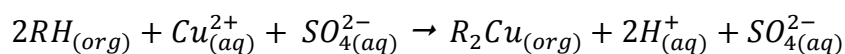
Schelesinger et al. (2011) mencionan que los licores de lixiviación tienen una concentración de 1 – 10 g/L de Cu y 1 – 20 g/L de Fe y otras impurezas. Estos licores no cuentan con la pureza adecuada para ser sometido directamente a un proceso de electroobtención. La electrolisis de estas soluciones produce la concentración de cobre impuro.

La electroobtención requiere de electrolitos ricos en cobre de 45 - 55 g/L que tiene una alta conductividad. Esta alta concentración de cobre asegura que los iones  $Cu^{2+}$  siempre estén disponibles para el recubrimiento de la superficie del cátodo a densidades de corriente que permiten un recubrimiento económico y proporciona una pureza comerciable.

El método de extracción por solventes en el licor de lixiviación permite concentrar los electrolitos de cobre. La tecnología combinada de SX – EW permite una gran producción de cobre por año y permite el tratamiento de minerales con una menor ley. El diagrama de flujo de SX utilizados en los licores de cobre comprende de dos procesos continuos de extracción y despojo con los siguientes pasos:

1. La alimentación se pone en contacto con una fase orgánica que contiene un extractante orgánico específico para el cobre. El extractante forma complejos con  $Cu^{2+}$  que da como resultado la transferencia del ion metálico de la fase acuosa a la fase orgánica dejando las impurezas en la fase acuosa.
2. La fase orgánica cargada y la fase acuosa agotada se separan por gravedad.
3. El refinado se recicla al circuito de lixiviación.
4. En el despojo, la fase orgánica cargada se ponen en contacto con un ácido fuerte (175-190 g/L  $H_2SO_4$ ) para despojar a la fase orgánica del Cu hacia el electrolito.
5. La fase orgánica empobrecida en Cu y el electrolito se separan.
6. La fase orgánica se despoja y se recicla de nuevo al circuito de extracción para una nueva etapa.
7. El electrolito se envía al proceso de electroobtención (EW) donde el  $Cu^{2+}$  se reduce y se electrodeposa en el cátodo como cobre metálico.

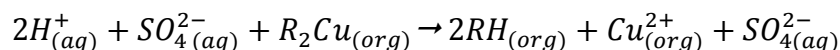
En el proceso de extracción por solventes, el extractante orgánico remueve el  $Cu^{2+}$  de la solución preñada mediante la siguiente reacción de extracción:



Donde  $RH$  representa el extractante de aldoxima o cetoxima.

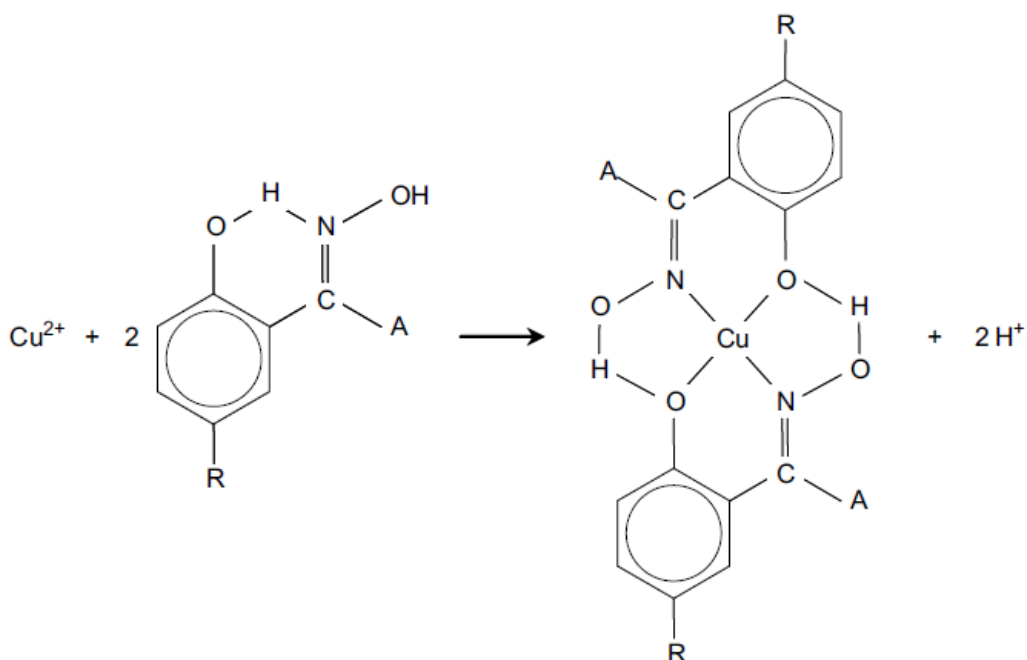
La carga del extractante con Cu se ve favorecida por una baja concentración del ácido en la fase acuosa. La concentración diluida de  $H_2SO_4$  del licor del lixiviado permite la extracción de Cu de la fase acuosa a la fase orgánica. Se genera protones ( $H^+$ ) por cada  $Cu^{2+}$  que se extrae, por lo tanto, la reacción de extracción aumenta la acidez de la solución.

A continuación la fase orgánica y acuosa se separa por su diferencia de densidades. El refinado enriquecido en  $H^+$  y empobrecido en  $Cu^{2+}$  se recircula al circuito de lixiviación para disolver más cobre. La fase orgánica cargada con cobre se envía al circuito despojo donde el cobre se vuelve a extraer a una fase acuosa utilizando una solución ácida. La reacción de despojo es:



El equilibrio de la reacción de despojo se dirige hacia la derecha por la alta concentración de ácido del electrolito gastado. El Cu se elimina del extractante orgánico, regenerando el extractante para ser reciclado al circuito de despojo y enriqueciendo el electrolito a una alta concentración de  $Cu^{2+}$  requerida para la EW.

Los extractantes de cobre se basan en la funcionalidad oxima ver Figura 5.27. Esta molécula forma un complejo con el ion  $Cu^{2+}$  en un proceso conocido como quelación. Es la naturaleza de esta reacción quelante permite que estos extractantes reaccionen de manera selectiva con  $Cu^{2+}$ .



**Figura 5.27** Estructura del extractante de oxima y del complejo de Cu – oxima. Tomado de Schelesinger et al. (2011).

Otros ejemplos de aplicación a nivel industrial de la extracción por solventes son la separación de cobalto del níquel con ácidos carboxílicos, ácidos organofosfóricos (D2EHPA), ácidos organofosfínico (Cyanex 272), cetoxima (LIX 841) y ácido organoditiofosfínico (Cyanex 301).

### 5.5.3 ADSORCIÓN DE IONES CON CARBÓN ACTIVADO

El carbón activado es un reactivo metalúrgico utilizado en procesos de adsorción, el proceso se limita a un intercambio aniónico solo en la superficie del carbón activado. Este factor hace que la carga o capacidad de intercambio del carbón sean limitadas en comparación con las resinas de intercambio iónico. Las características de la superficie y estructura de los poros del carbón activado son factores de los cuales depende su aplicación (Gupta, 2003).

El carbón activado se usa comúnmente para extraer aurocianuro de una solución, los mecanismos no se conocen con precisión algunos estudios sugieren que la adsorción es un proceso de intercambio iónico. Para los complejos de cloruro de oro, se cree que el proceso de adsorción implica la reducción a oro metálico en la superficie del carbón activado. La recuperación de aurocianuro con carbón activado permite el tratamiento de minerales de menor ley.

La superficie porosa del carbón activado adsorbe y retiene solutos y gases, permitiendo adsorber una gran cantidad de material debido a la superficie interna del carbón. En términos generales el carbón activado tiene una superficie de adsorción que va de  $500 - 1,500 \text{ m}^2/\text{g}$ , mientras que el volumen de poros varía entre  $0.7$  y  $1.8 \text{ cm}^3/\text{g}$ . Generalmente se utiliza carbón activado en polvo con un tamaño de partículas de  $15 - 25 \text{ mm}$  (PAC) o carbón activado granular (GAC) las partículas oscilan entre  $0.2$  y  $5 \text{ mm}$ . Actualmente también se preparan en formas esféricas, fibrosas para aplicaciones especiales. El carbón tipo GAC tiene una gran superficie interna y poros pequeños, y el tipo PAC se asocia con diámetros de poro más grandes y una superficie interna pequeña.

El término carbón activado incluye una amplia gama de materiales carbono amorfo que exhiben un alto grado de porosidad y un área de superficie interparticular extendida. El carbón activado se prepara a partir de materiales que tiene un alto contenido de carbono como carbón, lignito, madera, turba, cáscara de nuez, cáscara de coco, coque y polímeros sintéticos de alto contenido. El proceso de fabricación consta de dos fases, carbonización y activación.

1. **Carbonización.** Es un proceso que incluye el secado y calentamiento del material para eliminar subproductos indeseables. El calentamiento se lleva cabo en un ambiente con poco oxígeno. Inicialmente, la fuente de carbono se carboniza a una temperatura de  $400 - 600 \text{ }^\circ\text{C}$ . Esto permite la eliminación de humedad y la pérdida de impurezas que se elimina en forma de gases como monóxido de carbono, dióxido de carbono y ácido acético o permanecen como un residuo similar al alquitrán en el carbono. Dando como resultado que los átomos de carbono se liberen hasta cierto punto y se agrupen como cristalinidad elemental. Esto da como resultado el desarrollo de una superficie específica que va de  $10$  hasta  $1,000 \text{ m}^2/\text{g}$  debido a la formación de microporos.
2. **Activación.** La activación consiste en exponer el material carbonizado a una atmósfera oxidante de vapor, dióxido de carbono y oxígeno a temperaturas de  $700$  a  $1,000 \text{ }^\circ\text{C}$  para quemar residuos como alquitrán y desarrollar una estructura interna. La activación implica la impregnación de la materia prima con productos químicos como ácido fosfórico, hidróxido de potasio y cloruro de zinc. El término activación se refiere al desarrollo de propiedades de adsorción del carbón.

El carbón activado es utilizado en aplicaciones de procesamiento de oro que se deriva de la cascara de coco que generalmente tiene un área de superficie BET (área de superficie interna y externa medida por adsorción de gas de acuerdo con el método de Brunauer, Emmett y Teller) de 900 a 1,000  $m^2/g$ .

### 5.5.3.1 ESTRUCTURA DEL CARBÓN ACTIVADO

El carbón activado tiene una estructura microcristalina que se forma durante la carbonización, la orientación de las capas de microcristales difiere, el ordenamiento en el carbón activado es menor. Dicho desorden es causado por la presencia de heteroátomos como el oxígeno e hidrógeno por defecto en los sitios de celosía se generan vacíos en el carbón activado. La estructura del grafito y la estructura del carbón activado se muestran en la Figura 5.28.



**Figura 5. 28** Estructura del grafito y del carbón activo estructura turboestrática. Tomado de Bansal y Goyal (2005).

Los carbones activos tienen una disposición aleatoria de los microcristales y con una fuerte reticulación entre ellos que genera una estructura porosa desarrollada. Esta estructura porosa formada durante el proceso de carbonización se desarrolla aún más durante el proceso de activación, cuando los espacios entre los microcristales se limpian de alquitrán y otros materiales. El proceso de activación realza el volumen y agranda el diámetro de los poros. La estructura de los poros y su distribución del tamaño de los poros están determinadas en gran medida por la naturaleza de la materia prima. La activación también elimina el carbono desorganizado, exponiendo los microcristales a la acción del agente activador y conduce al desarrollo de una estructura microporosa.

Los carbones activos, generalmente tienen una superficie interna desarrollada y generalmente se caracteriza por una estructura capilar dispersa que comprende de poros de diferentes tamaños y formas. Los poros asociados al carbón activado van desde diámetros de algunos unos nanómetros. De acuerdo a la IUPAC los poros se pueden dividir en tres grupos:

1. Microporos tienen una dimensión molecular de radios efectivos menores a 2 nm, la adsorción en estos poros se produce a través del llenado de un volumen y no hay capilaridad. Generalmente tiene un volumen de poro de 0.15 a 0.7  $cm^3/g$  y una superficie específica aproximadamente del 95 % de la superficie total del carbón.
2. Mesoporos tienen una dimensión efectiva en un rango de 2 a 50 nm, y su volumen general de estos poros no supera el 5 % de la superficie total del carbón. Tienen un volumen de 0.2 a 0.65  $cm^3/g$  y una superficie que alcanza hasta 200  $m^2/g$ . Estos poros actúan como conductos que conducen las moléculas del adsorbato a la cavidad del microporo.
3. Macroporos no son de importancia para el proceso de adsorción en carbones activos porque su contribución al área superficial de adsorbato es muy pequeña y no excede de 0.5  $m^2/g$ , tiene radios efectivos mayores de 50 nm con un volumen de poro de 0.2 y 0.4  $cm^3/g$ . Actúan como canales de transporte del adsorbato hacia los micro y mesoporos.

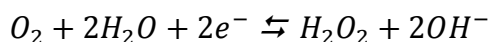
La estructura cristalina de un carbono activado tiene una influencia considerable en su reactividad química. Además de la estructura cristalina y porosa, una superficie de carbón activado tiene una estructura química. La capacidad de adsorción de los carbones activos está determinada por su estructura física o porosa, pero está fuertemente relacionada por la estructura química. El componente principal de la fuerza de adsorción en la superficie del carbono es el componente dispersivo de las fuerzas de Van der Waals. Debido a la presencia de capas de grafito imperfectas, provoca una variación en la disposición de las nubes de electrones en el carbono y da como resultado la creación de electrones desapareados y valencias incompletas saturadas que influye en las propiedades de adsorción de los carbones (Bansal y Goyal, 2005).

Los carbones activos se asocian invariablemente con cantidades de oxígeno e hidrógeno. Además, se puede asociar con átomos de azufre, nitrógeno y halógenos. Estos heteroátomos se derivan de la materia prima y pasan a formar parte de la estructura química como resultado de la carbonización o se unen químicamente a la superficie durante la activación. Algunos estudios señalan que los carbones pueden adsorber ciertas especies moleculares como aminas, nitrobenzénico, fenoles y otras especies catiónicas  $M^{n+}$ .

### 5.5.3.2 ADSORCIÓN DEL CARBÓN ACTIVADO

La acción de adsorción del carbón activado puede explicarse en términos de la tensión superficial que presentan las partículas de carbón activado cuya superficie es muy grande. Las moléculas en la superficie del carbón activado están sujetas a fuerzas en desequilibrio debido a los enlaces desordenados, esto permite la unión de otras moléculas a la superficie del carbón activado. Sin embargo, las fuerzas de atracción son débiles y de corto alcance que se denominan fuerzas de Van der Waals y el proceso de adsorción en estas condiciones se denomina proceso de adsorción física. Este tipo de adsorción es independiente de las propiedades eléctricas del adsorbato y de las moléculas adsorbentes.

En contraste con el proceso físico para la adsorción sobre el carbón el proceso de quimiadsorción se caracteriza por ser una fuerza más fuerte. La quimiadsorción implica un intercambio de electrones entre sitios específicos de la superficie y moléculas de soluto, formando un enlace químico. Se ha aplicado una teoría electroquímica para explicar los mecanismos de adsorción de los iones metálicos en el carbón activado. De acuerdo con esta teoría, el oxígeno en contacto con una pulpa de carbón se reduce a grupos hidroxilo con la liberación de peróxido de hidrógeno:



Dado que el carbono es un proveedor de electrones, adquiere una carga positiva en el proceso. Para mantener la neutralidad eléctrica el carbón atrae los iones hidroxilo. Cuando la solución acuosa contiene aniones metálicos que tienen mayor afinidad por el carbono, se intercambian los iones hidroxilo.

En la adsorción de moléculas orgánicas, los dos tipos de adsorción interactúan, el carbón activado contiene cantidades de oxígeno e hidrógeno quimiadsorbidos, que están presentes en forma de complejos superficiales carbono – oxígeno. Se asignan varias estructuras hipotéticas a estos complejos de la superficie. Con base en varias técnicas fisicoquímicas utilizadas para su análisis, se sugiere la existencia de grupos funcionales tales como carbonilos, carboxilos, lactonas, quinonas, hidroquinonas y fenoles. Los grupos ácidos y la hidrólisis en soluciones

acuosas producen iones  $H^+$  que se dirigen hacia la fase líquida, dejando la superficie del carbono con sitios  $COO^-$  cargados negativamente.

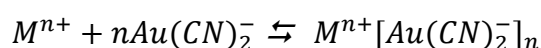
Estos sitios negativos generan una competencia entre  $H^+$  y cationes metálicos por la superficie del carbón activado logrando la adsorción. Este proceso permite la eliminación de varios cationes como bario, hierro, vanadio, litio, cerio, estroncio y selenio, y varios compuestos de cloro, flúor y cianuro.

Una de las principales aplicaciones del carbón activado en la eliminación por adsorción de sustancias inorgánicas del agua y compuestos inorgánicos. Los compuestos inorgánicos tienen dos objetivos: la eliminación de contaminantes de metales pesados en procesos de tratamiento de agua y recuperación de metales como el oro.

La capacidad del carbón activado para adsorber especies inorgánicas y cationes se atribuye a sus propiedades de intercambio iónico debido a la presencia de heteroátomos como oxígeno, nitrógeno, halógenos y azufre en la superficie del carbón activado, estos heteroátomos se encuentran unidos a la superficie del carbón activado en forma de grupos funcionales como carbono – oxígeno, carbono – nitrógeno, carbono – halógeno y carbono – azufre, siendo los carbono - oxígeno los más estudiados.

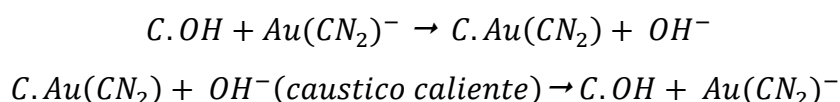
Proponer un mecanismo simple y coherente para la adsorción de compuestos orgánicos a partir de soluciones acuosas por carbones activados no es sencillo. Como se mencionó anteriormente en el caso de la adsorción de cationes implica una interacción electrostática entre la especie iónica metálica en la solución y grupos superficiales de carbono- oxígeno. Este tipo de interacciones depende del pH de la solución en contacto con la superficie del carbono. En la adsorción de compuestos orgánicos, la situación es diferente, los compuestos orgánicos presentes en el agua pueden ser polares y apolares de modo que no solo las interacciones electrostáticas participan también fuerzas de Van der Waals juegan un papel importante. Además, el enlace de hidrógeno son una consideración importante, el tamaño de molécula orgánica también tiene una variación amplia, por lo tanto, la estructura porosa de carbón es importante. Todos estos factores hacen que sea difícil evaluar el papel de la carga superficial de carbón en la adsorción de compuestos orgánicos en soluciones acuosas, se han hecho una revisión extensiva para el entendimiento de la adsorción de sustancias orgánicas e inorgánicas sin llegar a un modelo que sea aprobado.

Marsden y House (2009) mencionan que el modelo más aceptado en la adsorción de aurocianuro sobre el carbón activado indica que se produce por un mecanismo de par de iones, esto explica una mayor afinidad por el oro en presencia de cationes como el  $Ca^{2+}$ . En la superficie del carbono se ha demostrado que el estado de oxidación del oro sobre el carbono es +1. El mecanismo se ilustra en la siguiente ecuación:



Donde el par de iones, es  $M^{n+}[Au(CN)_2^-]_n$  es la especie adsorbida en la superficie del carbón activado.

Gupta y Mukherjee (1990) indican que la recuperación de oro de una solución de cianuro se debe a los siguientes procesos de adsorción y despojo:





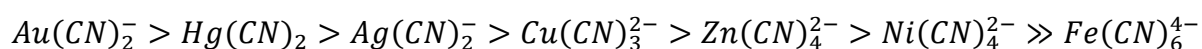
Jeffrey (2019) destaca que actualmente las operaciones de adsorción de oro con carbón activado se vuelven más complejas cuando la alimentación tiene las siguientes características:

- Contienen un contenido alto de plata que debe recuperarse, abriendo la oportunidad a un proceso Merrill – Crowe cuando se presenta un alto contenido de plata.
- Contiene altos niveles de cobre que desarrollan complejos con el cianuro, como la formación de complejos de cobre son dominantes es necesario eliminar el cobre antes de la lixiviación con cianuro empleando etapas de flotación, empleando IER o una etapa de SX.
- Es un concentrado de flotación o colas que contiene reactivos de flotación, el principal problema es que los espumante y colectores son adsorbidos por el carbón activado contaminando el carbón dificultando la carga del carbón por lo tanto se opta por degradar estos reactivos.
- Contiene un material carbonoso que contribuye al pre-robo del oro. Los materiales carbonosos exhiben una tendencia elevada a adsorber oro soluble sobre el carbón activado. Para evitar esto se ha utilizado la adición de queroseno para pasivar los sitios de adsorción del material carbonoso o el uso de grandes cantidades de carbón activado en un circuito CIL con el objetivo de persuadir al oro soluble para que se adsorba en el carbón activado.

Las soluciones de lixiviación generalmente contienen una variedad de iones y complejos metálicos que incluyen plata, cobre, níquel, zinc, hierro y mercurio que se adsorben sobre el carbón activado en diferentes grados dependiendo de las concentraciones de cada especie, propiedades del carbón y condiciones de la solución. La adsorción de plata y en algunos casos el mercurio puede ser importante porque son subproductos de interés.

La adsorción de metales no deseados es perjudicial para la extracción de metales preciosos, porque estas especies compiten con estos metales no deseados por sitios en el carbón activado. Además, estos metales pueden ser difíciles de desorber en condiciones adecuadas para la desorción de los metales preciosos.

Bansal y Goyal (2005) señalan que el carbón activado es altamente selectivo para el oro y la plata sobre la mayoría de los otros metales siendo el mercurio una excepción. El orden general de preferencia de adsorción para varios complejos metálicos es:



El mecanismo de adsorción del cianuro de plata es similar al cianuro de oro, sin embargo, la capacidad de adsorción del carbón para la plata es sustancialmente menor que el oro. El complejo de oro tiende a desplazar la plata. Por lo tanto, es necesaria una mayor cantidad de carbón activado para recuperar la plata de la solución.

El complejo de cianuro de mercurio compite directamente con el oro por los sitios de adsorción e incluso puede desplazar parte del oro adsorbido. Cuando el mercurio se encuentra en cantidades significativas es importante proporcionar un método de eliminación del mercurio en aguas abajo.

### 5.5.3.3 DESORCIÓN DEL CARBÓN ACTIVADO

El carbón activado que ha sido cargado con oro y otros metales en procesos de adsorción deben tratarse mediante un proceso de elución para desorber los metales. Este proceso otorga una solución de oro de alta ley, adecuada para una electroobtención o precipitación con zinc y permite en algunos casos que el carbón activado sea reciclado al circuito de adsorción. El carbón se reutiliza típicamente entre 100 y 400 ciclos de adsorción - elución, según la calidad del carbono y la eficiencia del proceso de reactivación.

Los compuestos o iones metálicos adsorbidos también pueden desorberse del carbón activado si se alteran las condiciones de equilibrio. Muchos compuestos orgánicos tienden a desorberse del carbón activado como resultado de la saturación de un compuesto entre la superficie del carbón y el medio. También es posible que los contaminantes adsorbidos sean desplazados por otros metales de acuerdo a la selectividad del carbón activado.

La reacción de adsorción es reversible y exotérmica, esta inversión del proceso de adsorción involucra factores químicos y físicos. La capacidad de carga disminuye con el aumento de la temperatura y la concentración de cianuro libre. Se han aplicado varios métodos que despojar los compuestos o iones metálicos de la superficie del carbón siendo el más estudiado la desorción de oro. Los métodos generales se basan en la desorción a altas temperaturas, usando soluciones diluidas de ciertos electrolitos o empleando una adsorción selectiva con solventes orgánicos en los sitios activos. La solución enriquecida después de la desorción es enviada a un proceso de precipitación o electrorefinación para la recuperación del metal precioso. A continuación, se abordarán los diferentes métodos para la desorción de oro:

**Temperatura y presión.** La temperatura es el factor más importante en la elución del compuesto de cianuro metálico con el aumento de temperatura (100 – 180 °C) aumenta la velocidad de elución. En temperaturas > 180 °C la mayoría de los complejos de cianuro metálico, se descomponen a las especies metálicas y se tiene cianuro libre dando como resultado altas concentraciones de oro residual en el carbón que son difíciles de eliminar. La descomposición de cianuro, resulta en el desprendimiento de amoníaco a elevadas temperaturas. Los sistemas de elución se clasifican en dos clases:

1. Procesos que operan a presión atmosférica y temperatura < 100 °C.
2. Procesos que operan a presiones elevadas y temperatura > 100° C para mantener el medio de elución en la fase líquida.

Es importante que se opere a presiones por debajo del punto de ebullición de la solución.

**Concentración de cianuro.** El aumento de la concentración de cianuro aumenta la competencia de los iones de cianuro con las especies de aurocianuro por los sitios de adsorción en el carbón y ayuda con el desplazamiento de las especies de aurocianuro en el carbón activado. El método implica un tratamiento con una solución con concentraciones de cianuro libre seguido de la elución con agua desionizada.

**Fuerza iónica.** El oro se puede desorber con bastante eficiencia con una solución de baja fuerza iónica, por ejemplo, agua desionizada incluso ante la ausencia de cianuro libre. La fuerza iónica tiene un efecto beneficioso de los cationes divalente, como el calcio y magnesio para lograr la desorción del oro sobre el carbón activado.

**Cambios en el pH.** Los iones hidroxilo desplazan los iones de aurocianuro en el carbón activado. Se requiere suficiente alcalinidad para evitar la pérdida de cianuro por hidrólisis manteniendo el pH entre 10 y 12. El control del pH durante la elución es importante para procesos que utilizan precipitación de zinc para la posterior recuperación de oro, porque puede formarse hidróxido de zinc insoluble.

**Desorción con sales inorgánicas.** Diversas pruebas con sales inorgánicas de sodio y potasio son utilizadas para la elución del oro. Solo el sulfuro de sodio presenta una efectividad aproximada al 50 % de desorción. Se ha sugerido que la acción desorbente del sulfuro de sodio se debe a que cambia la energía superficial de la interface de la solución en el carbón activado de esta manera se atribuye que el sulfuro de sodio interacciona con el compuesto de adición carboxilo del aurocianuro formado en la superficie del carbón activado.

**Desorción con carbonatos.** Se ha comprobado que se puede desorber la superficie del carbón activado mediante el tratamiento de carbón cargado con carbonatos de metales alcalinos como Na, Li y K antes de su elución con agua caliente. La elución de carbón cargado con agua desionizada a 90 °C puede recuperar solo el 2 % del oro. Pero cuando el mismo carbón cargado se trata primero con una solución al 10 % de carbonato de potasio y luego se eluye con agua desionizada a 90 °C, la recuperación de oro mejora hasta un 84 %. Otra opción es el pretratamiento con una solución que contiene hidróxido de potasio al 10 % y carbonato de potasio al 5 %, seguido con la elución con agua caliente a 90° C que permite recuperar aproximadamente el 99 % del oro cargado.

**Desorción con solventes orgánicos.** En este método se sugiere que los disolventes cambian la actividad de los aniones cianuro y aurocianuro. Se han utilizado una variante de disolventes orgánicos como acetonas, alcoholes y glicoles para la recuperación de oro. Con estos reactivos en una solución permite que los aniones de cianuro y lauril sulfato desorban el oro de manera rápida.

Este modelo indica que el anión de elución desplaza al anión aurocianuro de los sitios activos de carbón, en lugar de formar un complejo con el cianuro. Los disolventes orgánicos aumentan la actividad de otras especies iónicas en la solución teniendo una preferencia sobre el aurocianuro esto aumenta el desplazamiento.

Se han probado la aplicación de alcoholes como etanos, metanol e isopropanol en concentraciones del 15 % a 25 % en el eluyente para lograr la desorción del oro. Desafortunadamente, estas soluciones son altamente inflamables poniendo en riesgos de incendio la planta industrial. La eficiencia relativa de varios disolventes orgánicos es:

Acetonitrilo > Metiletilcetona > Acetona > Desmetilformamida > Etanol

#### 5.5.3.4 REGENERACIÓN DEL CARBÓN ACTIVADO

Después de la desorción se puede iniciar un proceso de regeneración que consta de una etapa de lavado y una reactivación térmica. El lavado del carbón se realiza para eliminar acumulaciones de sustancias orgánicas e inorgánicas en el carbón. Los contaminantes inorgánicos son:

- Sales de calcio, magnesio y sodio.
- Minerales finos como silicatos y arcillas.
- Partículas finas de hierro y metales base que se precipitan durante la lixiviación.

Diversos contaminantes inorgánicos pueden eliminarse mediante lavado con ácido, por su disolución en ácido  $HCl$  o  $HNO_3$  luego se lava el carbón. La mayoría de las precipitaciones se disuelven fácilmente como el carbonato de calcio. El lavado con ácido puede realizarse antes o después de la desorción de los metales preciosos. Como el carbón activado es un material hidrófobo, adsorbe fácilmente compuestos orgánicos de las soluciones acuosas. Los compuestos orgánicos contaminantes del carbón son:

- Aceites y productos químicos de los equipos de minería.
- Acido húmico.
- Reactivos de flotación.
- Flocculantes y otros tensioactivos.

Su adsorción ocurre por mecanismo que involucran enlaces de hidrógeno y fuerzas de Van der Waals entre las especies orgánicas y superficie del carbón activado. Las especies que contaminan el carbón activado se dividen en dos categorías con respecto a su eliminación. Las especies orgánicas que contamina se dividen en:

- Adsorbatos que son altamente volátiles y se pueden descomponer térmicamente en productos gaseosos.
- Especies no volátiles que dejan un residuo carbonoso, estos elementos se eliminan mediante vapor a una temperatura  $> 650^\circ C$ .

La secuencia óptima para los procesos de desorción y reactivación depende de cada proceso de acuerdo a las características del carbón, iones en las soluciones preñadas y contaminantes; las opciones disponibles son:

1. Lavado con ácido – desorción – reactivación térmica.
2. Desorción – lavado ácido – reactivación térmica.
3. Desorción – reactivación térmica – lavado ácido.
4. Lavado con agua desionizada y reactivación térmica.

En la primera opción, las especies inorgánicas adsorbidas se eliminan antes de la desorción, que mejora la eficiencia de la desorción de metales preciosos. Este proceso reduce la cantidad de calcio y otros metales en las soluciones de desorción que es beneficioso para la recuperación del metal por electroobtención o precipitación con zinc.

La segunda opción evita la corrosión del circuito de desorción debido a los iones de cloruro introducidos durante el lavado con ácido, pero puede resultar en la corrosión del horno de reactivación térmica y equipos asociado.

La tercera opción evita cualquier corrosión de la columna de desorción y del equipo de reactivación térmica resultante de las especies de cloruro residual, pero se pierde los beneficios del lavado con ácido de elución y la reactivación térmica.

En el tratamiento térmico del carbón es cargado con  $H_2SO_4$  en un horno donde se descomponen en  $SO_2$  y  $H_2O$  donde el flujo de  $SO_2$  se absorbe en el carbón para activarlo y regenerarlo mediante diversos ciclos, conformen aumenta cada ciclo la regeneración es mayor.

La reactivación del carbón depende de la estructura de los poros originales del carbón, este método es utilizado para los carbones que tienen una porosidad desarrollada. La temperatura a la cual se lleva cabo la regeneración influye en la actividad de la superficie del carbón activado. La regeneración a una temperatura menor a  $380\text{ }^\circ\text{C}$  no regenera los sitios originales. La regeneración debe realizarse a una temperatura superior a  $400\text{ }^\circ\text{C}$  para que los grupos de oxígeno se descompongan para producir sitios activos.

#### 5.5.3.5 CIRCUITOS DE CARBÓN ACTIVADO

Existen varias opciones de procesamiento para la adsorción con carbón activado estas son: carbón en columna (CIC), carbón en pulpa (CIP) y carbón en la lixiviación (CIL). Estas variantes del proceso de adsorción de han desarrollado para la recuperación de Au y Ag pero también han sido utilizadas para la recuperación U, V, Mo y Re.

El proceso CIC se lleva a cabo en una serie de tanques que están dispuestos en un orden descendente. El carbón activado se coloca sobre una placa de distribución en el fondo del tanque. Se ingresa el licor de lixiviación al primer tanque en la elevación más alta, el licor se desplaza a través del lecho de carbón, se decanta y luego fluye por gravedad a través de cada una de las columnas. El carbón eliminado de la primera columna se eluye, se libera de los iones metálicos y se devuelve a la última columna. La solución se desborda de la última columna libre de valores metálicos y se bombea a un tanque de almacenamiento de la solución estéril para su reciclaje a la etapa de lixiviación.

El proceso CIP implica poner en contacto la pulpa de lixiviación con carbón granular en una serie de tanques de agitación en un tiempo de retención suficiente. Luego, el carbón cargado se separa de la pulpa mediante su cribado y lavado, y luego se eluye para la recuperación el oro cargado.

En el proceso CIL, la lixiviación y adsorción no se lleva a cabo por separado, sino que se combina en una sola etapa. En este proceso, el primer tanque se usa solo para lixiviación, mientras que el proceso de adsorción ocurre simultáneamente en los tanques restantes. Debido a que no es necesario construir una sección para la etapa de adsorción separada de la lixiviación, existe una ventaja en términos de inversión. Generalmente se emplea para cargar oro a partir de minerales refractarios que contiene materia carbonosa para evitar el pre - robo.

El proceso CIC se utiliza para operaciones en las cuales el oro está en solución. En el proceso CIL la adsorción de oro se logra poniendo el carbón activado en contacto con la pulpa mientras el oro aún se está lixivando. Mientras que en el proceso CIP la adsorción del oro se da cuando el oro esta disuelto en un tanque separado del proceso de lixiviación. Una ventaja del proceso CIL es que este proceso mitiga el pre-robo del oro, sin embargo, el carbón enfrenta un mayor desgaste desarrollando finos que pueden perderse en la descarga.

### Carbón en columna (CIC).

Este método es utilizado para extraer oro de la solución PLS de pilas de lixiviación con altas leyes de oro. Se ha implementado varias configuraciones de las columnas para satisfacer diferentes necesidades: (1) múltiples etapas en una sola columna de lecho fluidizado, (2) múltiples etapas en una serie de columnas en cascada de lecho fluidizado, (3) columna de lecho fluidizado simple, (4) flujo ascendente en etapas simples o múltiples de lecho fijo y (5) flujo descendente en etapas simples o múltiples de lecho fijo.

La elección del sistema depende del caudal a tratar, concentración de oro, espacio en la planta disponible y capital del proyecto. En la Figura 5.29 se muestra un diagrama esquemático de un sistema de adsorción en cascada de múltiples etapas.

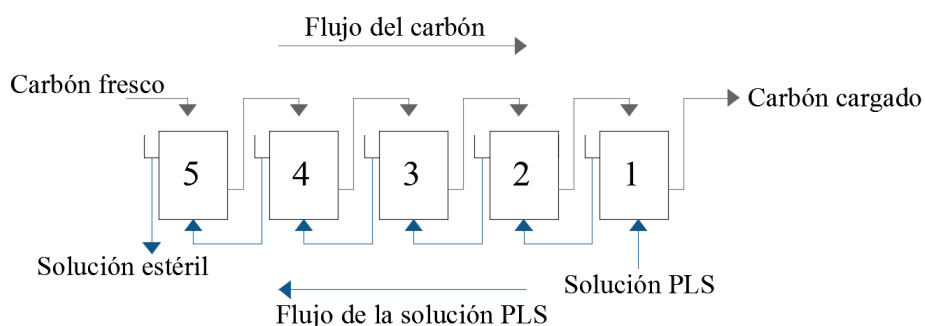


Figura 5. 29 Circuito de adsorción CIC de cinco etapas.

### Carbón en pulpa (CIP).

Se aplica para la extracción de oro donde la lixiviación se completa antes del contacto con el carbón. El proceso generalmente se configura con carbón que fluye en contracorriente a la pulpa del proceso en tanques de agitación mecánica. El carbón fresco se introduce al final del proceso y se transfiere de forma continua o en lotes hasta las etapas de adsorción, en dirección opuesta ver Figura 5.30. El tiempo de retención de los sólidos en cada tanque es bajo, lo que resulta en tanques pequeños para la operación, para compensar el corto tiempo de retención de lo sólidos se utiliza una concentración de carbón alta de 20 a 60 g/L.

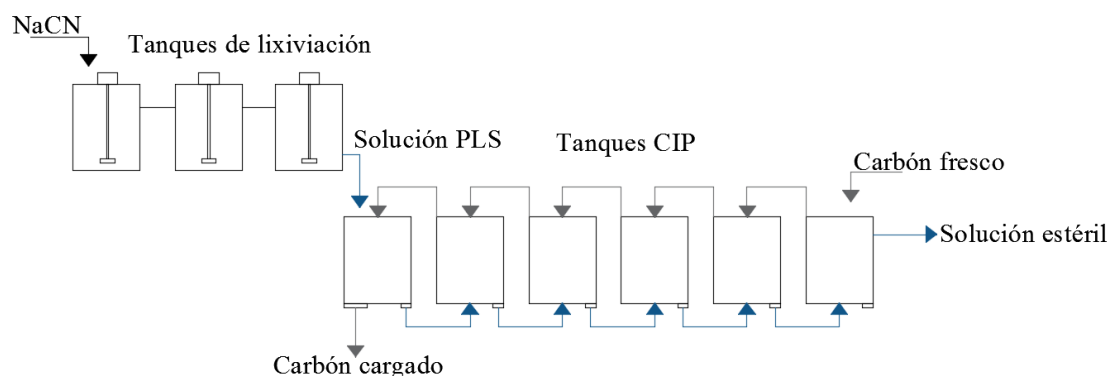


Figura 5. 30 Diagrama de flujo del proceso CIP genérico.

El carbón en cada etapa se carga hasta el pseudo equilibrio que depende de la concentración de oro en la solución preñada. El carbón de la primera etapa tiene la carga de oro más alta porque se pone en contacto con una solución de mayor ley, mientras que el carbón de la última etapa tiene la carga más baja. El carbón cargado en cada etapa de adsorción se retiene por cribas entre cada etapa, para realizar la desorción del oro. La elección de la superficie de cribado depende del tamaño del carbón, densidad y viscosidad de la pulpa.

### **Carbón en la lixiviación (CIL).**

El proceso CIL es una modificación del proceso CIP donde los procesos de lixiviación y adsorción se realizan en los mismos tanques de manera simultánea. En el proceso, solo se usa el primer tanque para la lixiviación pero la lixiviación y la adsorción ocurren simultáneamente en los tanques restantes. El proceso ofrece ventajas como un menor costo de capital en relación con los procesos que llevan a cabo por separado la lixiviación. Sea comprobado que este proceso tiene una mejor extracción del oro de la solución de lixiviación. El proceso CIL tiene algunas desventajas inherentes en comparación con el CIP:

- Requiere de una mayor cantidad de carbón, el oro se carga con una solución de menor ley.
- Tiene una mayor probabilidad que otros metales se han adsorbidos y bloquen al oro.
- El carbón tiene un mayor desgaste generando finos que puede traducirse en pérdidas de oro.
- La carga es menor porque no garantiza que la solución PLS sea de alta ley.

Los circuitos CIL/CIP no procesan minerales con un alto contenido de plata, ya que se requieren transferencias con un alto contenido de carbón y la adsorción no es efectiva con el oro. Por otro lado, los circuitos CIL/CIP son empleados para procesar minerales con alto contenido de cobre, la clave en estas operaciones es minimizar el cobre cargado en el carbón, esto se logra al operar con un circuito con un alto contenido de cianuro libre.

## **5.6 PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE METALES**

Los procesos de recuperación tienen el objetivo de recuperar el metal de interés a partir de una solución enriquecida y eliminar otros valores metálicos para obtener el metal de interés económico cerrando el ciclo hidrometalúrgico. Este producto sólido es de alta calidad y puede venderse directamente o enviarse a una refinación para mejorar su calidad. Existen diversos métodos para la recuperación de metales de los licores de lixiviación o soluciones enriquecidas estos son:

1. Técnicas de precipitación.
2. Procesos electroquímicos como la cementación y reducción por gases.
2. Procesos electrolíticos o electrometalúrgicos como la electroobtención y electrorefinación.

La electrometalurgia se ocupa del aspecto técnico de la electroobtención de metales. Los procesos electrometalúrgicos se pueden clasificar en cuatro grupos principales:

- Electroobtención
- Electrorefinación
- Galvanoplastia
- Electroformado.

Los procesos de electroobtención y electrorefinación tienen un gran papel en la metalurgia extractiva en la recuperación de metales en sus formas puras a partir de soluciones acuosas. Por esta razón en los siguientes capítulos solo se abordarán la electroobtención y electrorefinación en los procesos electrometalúrgicos.

### 5.6.1 PROCESOS DE PRECIPITACIÓN

Gupta (2003) indica que en algunas ocasiones la precipitación constituye el proceso final del diagrama de flujo del proceso hidrometalúrgico, el proceso también se emplea como un proceso de purificación para separar impurezas. Los métodos químicos de precipitación a partir de una solución acuosa se pueden agrupar en:

1. Procesos de precipitación hidrolítica e iónica. Se basa en la precipitación de un metal en una solución generalmente en forma de óxidos, óxidos hidratados, hidróxidos o sales hidratadas.
2. Procesos de precipitación reductora. En esta categoría los procesos de precipitación implican la transferencia de electrones de diferentes iones.

En la precipitación física, también conocida como cristalización o evaporación logra un compuesto precipitando una sal metálica. En comparación la precipitación química se logra agregando reactivos al sistema, induciendo así a cuatro procesos: hidrolítico, precipitación iónica, sustitución y redox.

Estos cuatro procesos se utilizan para producir compuesto; sin embargo, el proceso redox se usa para producir un metal de alta pureza. La precipitación hidrolítica emplea compuestos con hidróxidos ( $OH^-$ ) y óxidos ( $O^2-$ ). Aunque la precipitación hidrolítica es una forma de precipitación iónica, la precipitación iónica se refiere a compuestos precipitados adicionando iones sulfuro ( $S^{2-}$ ), haluros ( $F^-$  y  $Cl^-$ ) y oxianiones ( $SO_4^{2-}$ ,  $CO_3^{2-}$ ,  $CO_4^{3-}$ ) entre muchos aniones. La precipitación por sustitución ocurre cuando uno o más cationes son precipitados por uno o más aniones, produciendo un compuesto en proporción estequiométrica como una sal noble como el caso del cianuro. Finalmente, la precipitación redox ocurre con un cambio en el estado de oxidación requiriendo una transferencia de electrones ya sea electrolíticamente o electroquímicamente (Young y Huang, 2019).

#### 5.6.1.1 CRISTALIZACIÓN

La cristalización es el método más simple para eliminar metales de soluciones como compuestos. No se añaden reactivos y el proceso implica la disolución completa de una sal metálica a una temperatura y presión adecuada para obtener el mayor contenido del metal. A medida que la temperatura aumenta o disminuye, dependiendo del sistema, se excede la sal metálica en solución y la sal precipita o cristaliza. Son tres los pasos básicos para cualquier proceso de cristalización: (1) sobresaturación de la solución, (2) nucleación de cristales y (3) crecimiento de cristales.

Un ejemplo de cristalización es la separación de niobio del tantalio. La pulpa que contiene los óxidos metálicos se disuelve en ácido fluorhídrico al 70 %, se diluyen y se calienta. Posteriormente se añade una sal de potasio para formar complejos de niobio y tantalio, después se filtra y se enfría. La mayoría de la sal de tantalio cristaliza de la solución dejando el niobio en solución a una temperatura ambiente.



Un compuesto cristaliza en una solución solo si su concentración es mayor que su solubilidad a una temperatura dada, es decir que la solución debe estar sobresaturada. Existen dos tipos de cristalización: isotérmica e isohidratada. La cristalización isotérmica se produce a temperatura constante y la sobresaturación de la solución se alcanza por evaporación. La cristalización isohídrica se realiza enfriando la solución y la cantidad de disolvente no cambia. La sobresaturación de la solución se produce como resultado de una disminución de la solubilidad de la sal debido a una disminución de la temperatura (Havlík, 2008).

La condición de cristalización en equilibrio se expresa mediante el diagrama de solubilidad. Existen dos métodos para presentar los diagramas de solubilidad para un sistema de dos componentes en una solución: por medio politermo de solubilidad y usando un diagrama de solubilidad composición – temperatura.

La temperatura independiente en el politermo de solubilidad y la variable dependiente es la solubilidad de la sal. Si las curvas son suaves, no producen ninguna transformación polimorfa en el sistema y no se forman hidratos en cristal. La solubilidad aumenta cuando se eleva la temperatura o disminuye. Cuando se lleva a cabo una reacción química entre la sal y el agua para la formación de hidratos cristalinos el politermo de solubilidad muestra un punto de inflexión. En la Figura 5.31 se muestra el politermo de solubilidad del sulfato ferroso (Havlík, 2008).

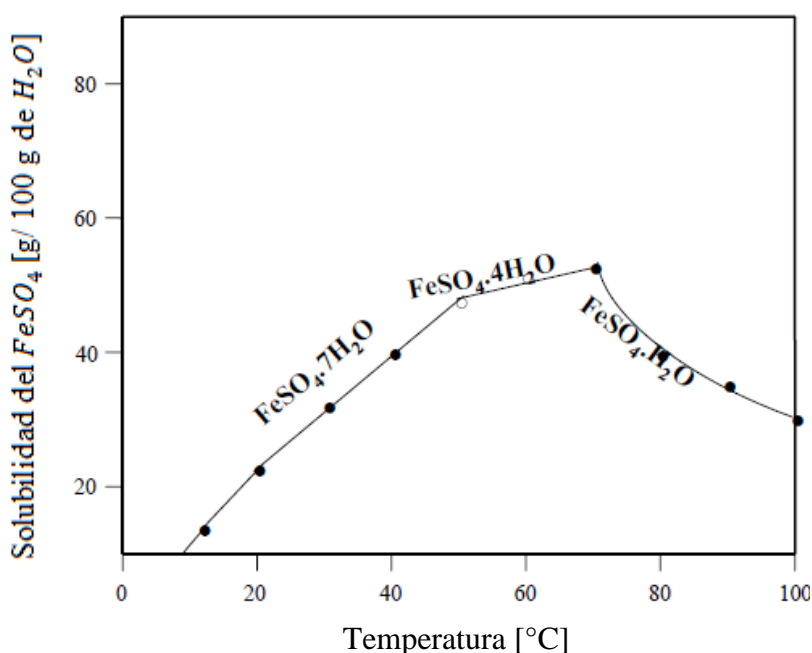


Figura 5. 31 Politermo de solubilidad del sulfato ferroso. Adaptado de Havlík (2008).

En el diagrama de solubilidad composición – temperatura, la composición es la variable independiente y la temperatura es la variable dependiente. Un ejemplo, es el diagrama de solubilidad del sistema  $MgCl_2 - H_2O$  que se muestra en la Figura 5.32. Este diagrama se utiliza para la producción electrolítica de magnesio. Este método se utiliza para sustancias cuya solubilidad aumenta al aumentar la temperatura, el disolvente se evapora a presión atmosférica. También se puede considerar el desplazamiento de la sal, se añade a la solución una sustancia (ion común) que reduce la solubilidad del compuesto presente en la solución para precipitar la sal.

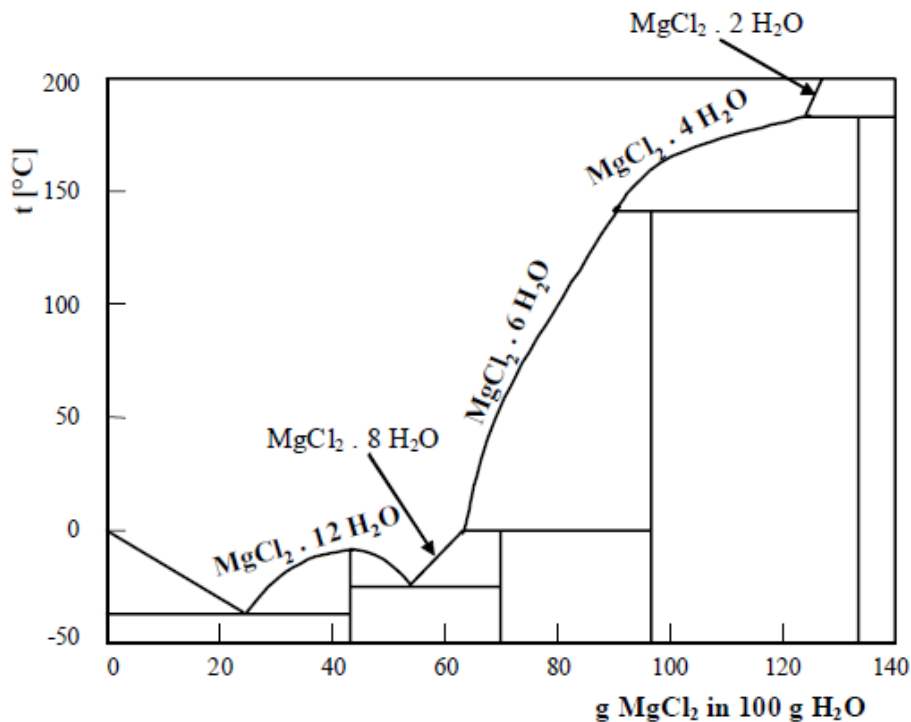
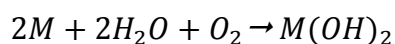
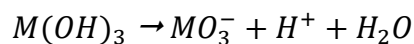
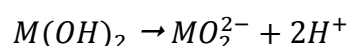
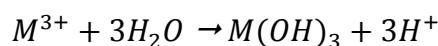
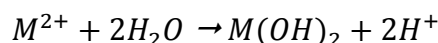


Figura 5.32 Diagrama de solubilidad en el sistema  $MgCl_2 - H_2O$ . Adaptado de Havlík (2008).

### 5.6.1.2 PRECIPITACIÓN HIDROLÍTICA Y IÓNICA

La precipitación de un metal en una solución acuosa está controlada en gran medida por el pH y la presión parcial de oxígeno de la solución. La precipitación tiene lugar rápidamente porque el compuesto formado tiene baja solubilidad y se mantiene unido por fuerzas electrostáticas como compuestos como hidróxidos, sulfuros, carbonatos, haluros y fosfatos. Por lo tanto, las reacciones termodinámicas entre los iones metálicos, los iones de hidrógeno y el oxígeno presentes en la solución permiten una precipitación hidrolítica:



Se pueden obtener relaciones para valores de  $\rho_{O_2}$  y pH para mantener una condición de equilibrio entre reactivos y productos. Es posible determinar las fases termodinámicas estables para soluciones acuosas trazando  $\log \rho_{O_2}$  frente a pH. En la Figura 5.33 se muestra este diagrama asumiendo una actividad unitaria para los iones metálicos en solución, este diagrama permite encontrar la estabilidad para cada especie. Las líneas verticales en la Figura 5.33 representan las reacciones dependientes al pH.

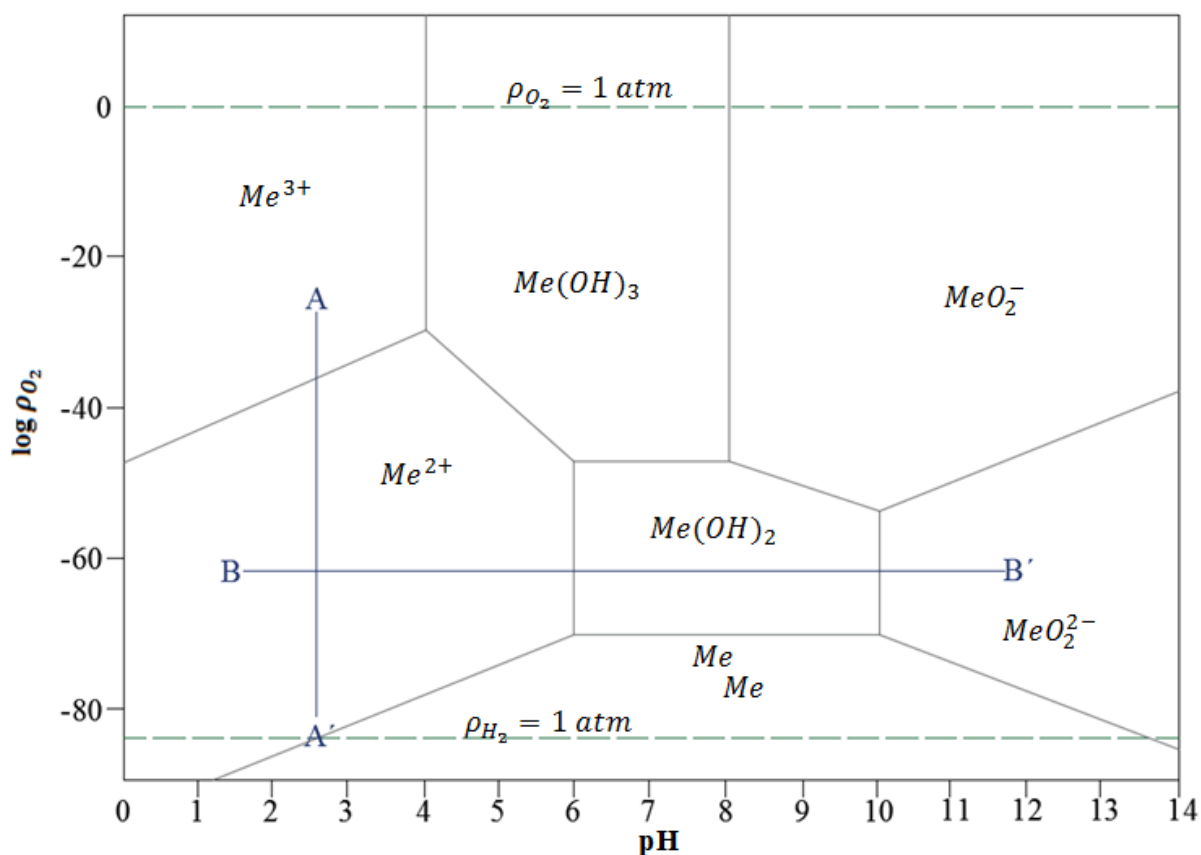


Figura 5.33 Áreas de predominio del sistema  $Me - H_2O$ . Adaptado de Moore et al. (1981).

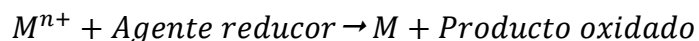
En el diagrama 5.33 las líneas horizontales representan las reacciones dependientes de la presión del oxígeno, mientras que las líneas diagonales representan las reacciones que dependen del pH y la presión de oxígeno. A diferentes condiciones se producen diferentes fases estables o áreas de predominio permitiendo que ciertos metales se precipiten mientras que otros permanecen en solución ajustando la presión de  $O_2$  y el pH del sistema.

El proceso de precipitación de iónica se logra agregando un reactivo en la solución que contiene iones metálicos, lo que lleva a la formación de un compuesto cuya solubilidad es muy baja por lo que precipita. El reactivo agregado contribuye con especies aniónicas, la interacción de aniones con metal catiónico en la solución forma el compuesto que precipita, estas especies aniónicas dependiendo del reactivo utilizado  $Cl^-$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $PO_4^{3-}$ ,  $S^{2-}$ ,  $OH^-$  o  $CO_3^{2-}$ .

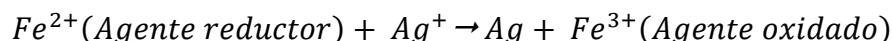
### 5.6.1.3 PRECIPITACIÓN REDOX

La precipitación reductora puede dividirse en homogénea (puede ser iónico o no iónico) o heterogénea.

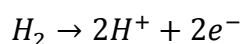
**Procesos homogéneos.** En los procesos de reducción homogéneos tanto iónico como no iónicos se presenta un agente reductor que se oxida y en consecuencia da como resultado la precipitación de un metal. La reacción general es:



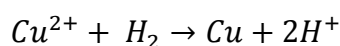
Un ejemplo de un agente reductor iónico, se puede mencionar la precipitación del nitrato de plata empleando como agente reductor el ion ferroso:



En este ejemplo el  $Fe^{2+}$  se oxida a  $Fe^{3+}$  y el  $Ag^+$  se reduce a  $Ag^0$ , y este conjunto es un proceso de oxidación y reducción. Los agentes reductores no iónicos son el hidrógeno, monóxido de carbono, formaldehído e hidracina. Su acción se puede describir de manera representativa con el hidrógeno:

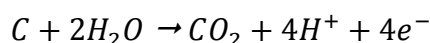
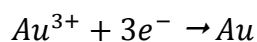
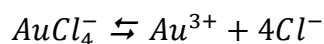


El hidrógeno gaseoso tiene una buena reputación por su uso industrial como reductor para precipitar metales u óxidos a alta temperatura y presión. La reacción entre el hidrógeno y un ion metálico de cobre, se puede mostrar como:

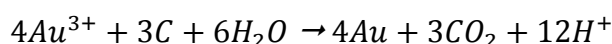


**Procesos heterogéneos.** Los procesos de precipitación heterogénea se agrupan en dos tipos electroquímicos y electrolíticos:

1. La reducción electroquímica y su característica de heterogeneidad se puede describir considerando dos agentes reductores, uno es el carbón activado y el otro un metal. El uso de carbón activado como un reductor para precipitar el oro a partir de soluciones enriquecida de oro con agua clorada.



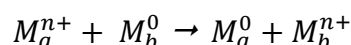
Siendo la reacción general:



La precipitación de oro se produce en la superficie del carbón reductor. Posteriormente se calcina y se recupera el oro. Este proceso se utilizó con éxito durante algún tiempo hasta que se retiró por el uso de las soluciones de cianuro debido a la ineficiencia de solución de cloro para disolver la plata que en la mayoría de los casos coexiste con los minerales de oro.

2. La reducción electrolítica, es un proceso de precipitación de un metal a partir de una solución acuosa por otro metal, donde el metal precipitado se cementa sobre el metal introducido en el sistema.

El proceso se deriva de la consideración de los potenciales de electrodos de los metales. El metal posicionado con mayor potencial de oxidación en la serie electromotriz pasará a la solución y eliminará un metal posicionado con un potencial de oxidación menos positivo. Cuanto mayor sea la dispersión de las posiciones de los dos metales en la serie, mayor será la posibilidad o factibilidad de cementar un metal con otro. El proceso de cementación de manera generar se representa por la reacción:

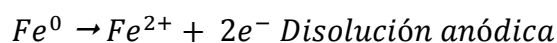
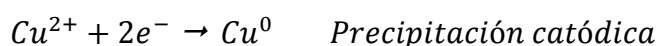


Donde  $M_a^{n+}$  representa iones metálicos en un medio acuoso y  $M_b^0$  es un metal adecuado en estado sólido que se introduce para precipitar el metal en solución a su forma metálica, mientras que  $M_b^{n+}$  se encuentra en solución.

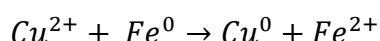
### 5.6.2 CEMENTACIÓN

La cementación es el término utilizado en la industria para la recuperación de cualquier metal disuelto en una solución acuosa por una reducción de contacto. La cementación o desplazamiento de un metal se describe como la precipitación electroquímica de un metal en solución por otro metal más electropositivo (Hiskey et al. , 2019).

El contacto de los metales da como resultado la reducción del metal disuelto a su estado metálico, en consecuencia, por la interacción se obtiene la disolución del metal más electropositivo. La cementación implica la reducción electroquímica (precipitación catódica) de un ion metálico en solución sobre un metal anódico (menos noble). De esta manera, el cobre puede ser precipitado de una solución que contiene iones  $Cu^{2+}$  pasando la solución sobre chatarra de hierro que se disuelve anódicamente, es decir:



La reacción general es:



La cementación es un proceso menos selectivo que la precipitación por reducción de gases, ya que todos los metales más nobles presentes en la solución se precipitan hasta que el metal más electropositivo se haya disuelto o cubierto el metal precipitado.

Este proceso se practica económicamente a pequeña escala para la recuperación de cobre utilizando chatarra de hierro, este proceso produce un polvo de cobre de mala calidad que requiere de un refinado por vía pirometalúrgica o hidrometalúrgica.

Una práctica común es la recuperación de metales preciosos utilizando polvo de zinc. El zinc se utiliza comercialmente para recuperar oro en el proceso Merrill – Crowe. Antes de la adopción generalizada de la adsorción de metales preciosos con carbón activado, la precipitación con zinc se emplea exclusivamente para la recuperación directa de oro a partir de soluciones PLS. Actualmente se han utilizado tanto la electroobtención como la precipitación de zinc para tratar soluciones cargadas con oro provenientes de la elución de carbón activado.

#### 5.6.2.1 PRINCIPIO TERMODINÁMICO DE LA CEMENTACIÓN

La cementación permite extraer los metales de una solución basada en la reacción electroquímica entre el metal cementante y el ion del metal precipitado. La viabilidad termodinámica del proceso de cementación se determina a partir de la relación de los valores de los potenciales de los electrodos del metal cementante y el metal precipitado. El potencial de electrodo del metal cementante (tendencia a oxidarse) debe ser más negativo que el metal a precipitar (tendencia a reducirse). Tomando como referencia este principio de la diferencia en los potenciales se pueden determinar los pares de electrodos del metal cementante y el metal a precipitar de acuerdo con la serie electromotriz, ver Figura 5.34.

La serie electromotriz es una lista de metales, cuyo orden indica su tendencia relativa a oxidarse o donar electrones. Comienza con aquellos metales que se oxidan con mayor facilidad como el Li, Na, Mg y termina con los metales más difíciles de oxidar como el Hg, Ag, Pt y Au. El orden corresponde a un potencial de oxidación creciente, expresado en voltios y es una medida de la rapidez de oxidación de un determinado metal. Para la sedimentación se puede utilizar como una serie de reemplazo porque cualquier metal con un potencial de oxidación más baja reemplazará un metal en solución cuyo potencial de oxidación es mayor por ejemplo el Fe (-0.44) reemplaza el Cu (+ 0.34).

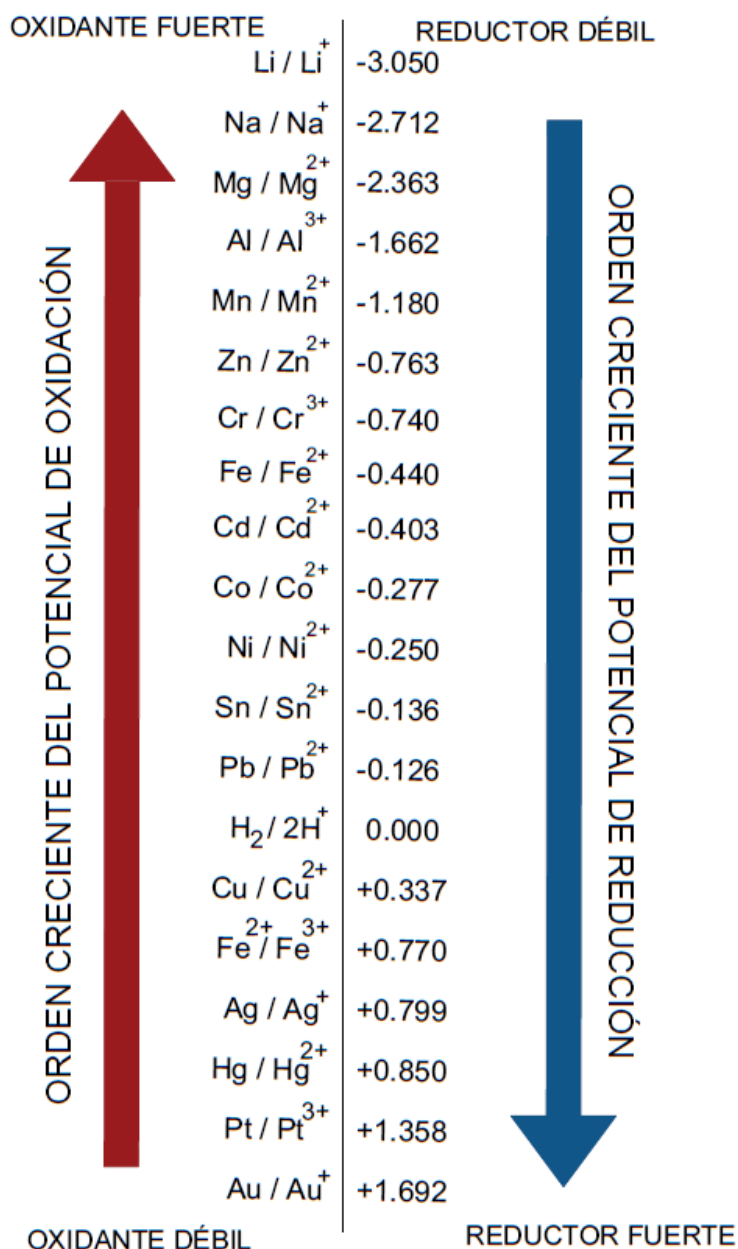
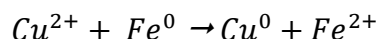
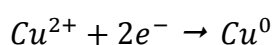


Figura 5. 34 Potenciales de electrodo estándar de metales a 25°C.

De esta forma se puede observar que algunos de los metales que se pueden cementarse casi por completo son el Cu - Zn, Cu - Fe, Ni - Zn. Por ejemplo, se puede tener el caso de la precipitación de cobre metálico en solución con hierro metálico, la reacción de cementación completa es:



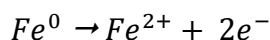
El hierro presenta un potencial más negativo ( $E^0 = -0.44$  V), por lo que se disolverá anódicamente mientras que el proceso catódico dará como resultado la reducción de  $Cu^{2+}$  a  $Cu^0$  ( $E^0 = +0.34$  V). En la práctica, esto significa que al sumergir un trozo de hierro en una solución de iones cuprosos, la superficie del hierro queda inmediatamente cubierta por una capa de cobre precipitada. El mecanismo de la reacción de intercambio es fácil de entender desde un punto electroquímico, la reacción de semi-celda para la reducción de  $Cu^{2+}$  a cobre metálico está dada por la reacción:



El potencial del electrodo reversible está dado por la ecuación de Nernst:

$$E = E^0 + \frac{RT}{2F} \ln a_{Cu^{2+}} \quad (5.40)$$

Asumiendo la precipitación del cobre metálico. El valor de  $E^0$  de esta reacción es +0.3337 V para una solución 1 M a 25 °C. De manera similar, la ecuación de Nernst para la reacción de media celda del hierro es:



$$E = E^0 + \frac{RT}{2F} \ln a_{Fe^{2+}} \quad (5.41)$$

El valor de  $E^0$  de esta reacción es -0.44 V. La diferencia de estas semirreacciones de la celda total a un potencial 25 °C es:

$$E = E_{Cu}^0 - E_{Fe}^0 - \frac{RT}{2F} \ln \frac{a_{Fe^{2+}}}{a_{Cu^{2+}}} \quad (5.42)$$

$$E = 0.34 + 0.44 - 0.0296 \log \frac{a_{Fe^{2+}}}{a_{Cu^{2+}}} \quad (6543)$$

Considerando que la reacción se lleva a cabo a 25 °C en soluciones 1 Molar.

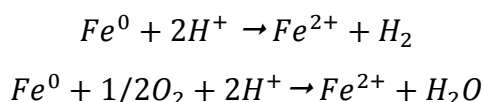
$$E = 0.337 - (-0.440) = +0.777 \text{ volts} \quad (5.44)$$

El potencial reversible es positivo y por lo tanto, el cambio de la energía de Gibbs estándar  $\Delta G = -zFE$  de la reacción general es:

$$\Delta G^\circ = -2(96,500)(0.777) = -149,95 \text{ kJ/mol}_{Fe} \quad (5.42)$$

Esto significa que termodinámicamente es favorable incluso en ausencia de un potencial aplicado, los electrones se toman del hierro metálico para depositar los iones cobre y el hierro entra simultáneamente en la solución para preservar la electroneutralidad. La reacción continúa hasta que la proporción de concentraciones de iones en la solución alcance un valor de  $[Cu^{2+}]/[Fe^{2+}]_{eq} = 10^{-26}$  a  $25^{\circ}C$ .

El consumo de hierro (1.4 a 2 kg Fe/ kg Cu) es superior al correspondiente a condiciones estequiométricas (0.88 kg Fe/ kg Cu) debido a las dos siguientes reacciones de oxidación del hierro:



Es importante considerar que el cobre cementado no es un metal puro. También se puede cementar cualquier otro metal presente en la solución cuyo potencial de electrodo estándar sea mayor que el hierro (Pb, Sn, Ni y Co). El cobre cementado también está contaminado con pequeñas partículas de hierro en la superficie del cobre. Por lo tanto, la pureza del cobre es menor que la obtenida por un proceso de refinación.

Se puede realizar una evaluación termodinámica rudimentaria mediante un análisis de la serie electromotriz de los elementos para determinar que metal es más electropositivo. Repitiendo el proceso de cálculo anterior se puede obtener la información termodinámica relevante para otros sistemas de cementación utilizados, por ejemplo, el zinc se utiliza para precipitar plata u oro a partir de una solución de cianuro. En la Tabla 5.8 se muestra varios sistemas de cementación posibles a  $25^{\circ}C$ .

**Tabla 5.8**  
Potenciales de electrodos de metal para los pares de metales bivalentes.

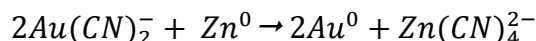
Metal		$E^{\circ} (V)$	
$Me_2$	$Me_1$	$Me_2$	$Me_1$
Zn	Cu	-0.763	+0.34
Fe	Cu	-0.44	+0.34
Ni	Cu	-0.25	+0.34
Zn	Ni	-0.763	-0.25
Cu	Hg	+0.34	+0.85
Zn	Cd	-0.763	-0.403
Zn	Fe	-0.763	-0.44
Co	Ni	-0.277	-0.25

Adaptado de Havlík (2008).

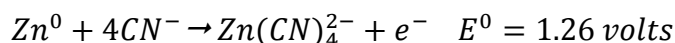
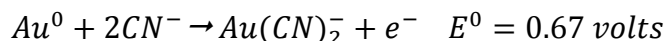
En la mayoría de los procesos de cementación las reacciones pueden considerarse irreversibles. La información termodinámica en condiciones estándar debe usarse solamente como una guía referencial porque los valores reales pueden cambiar.



El proceso de cementación también considera casos de los complejos de un metal. Siendo el caso más relevante es la cementación del complejo aniónico del aurocianuro  $Au(CN)_2^-$  a partir de las soluciones de cianuración con la cementación realizada con polvo de zinc, la precipitación se conoce como proceso Merrill – Crowe:

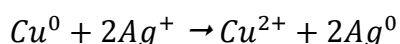


En este caso, los dos sistemas de electrodo comprendidos en la reacción son:

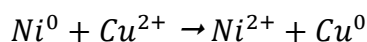


Se puede observar que los potenciales estándar de ambos complejos cianurados son diferentes a sus correspondientes sistemas catiónicos. Adicionalmente el potencial de la celda resultante es de 0.59 volts que es menor que el valor 2.21 volts obtenido de las especies catiónicas. En general, cuanto mayor sea el potencial de la celda de la reacción de cementación, se tiene una alta probabilidad que se cimente impurezas debido a que este proceso no es selectivo.

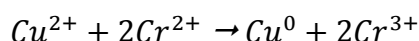
Son pocos los procesos en los cuales se puede llevar a cabo una precipitación selectiva. Este es el caso de la plata que se puede recuperar selectivamente a partir de electrolitos de cobre que tienen valores de plata, emplea polvo de cobre como metal cementante:



De igual modo en la recuperación de níquel por electroobtención, el cobre es eliminado antes de la recuperación de níquel, usando níquel en polvo:



Dominic (2001) resalta una aplicación de la cementación usando un agente reductor líquido. Este proceso se basa en las reacciones de media celda entre cationes del  $Cr^{2+}$  a  $Cr^{3+}$ . De esta manera, si se introduce una solución de sulfato de cobre y se añade una solución de sulfato cromo se obtiene la precipitación de cobre, mientras que el cromo continúa en la solución como sulfato crómico:



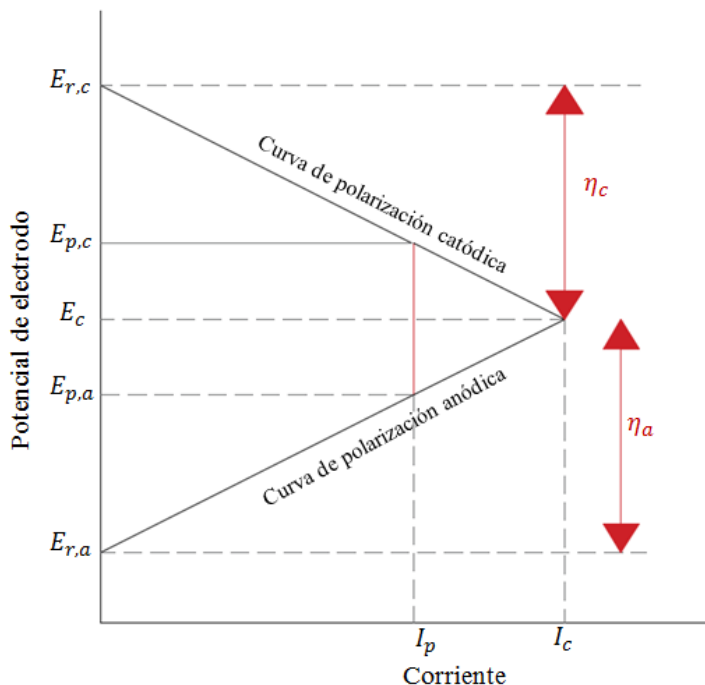
### 5.6.2.2 DIAGRAMA DE EVANS

El mecanismo de las reacciones de cementación se puede discutir convenientemente en términos de diagramas de Evans. Los diagramas de Evans se aplicaron originalmente como un medio gráfico para interpretar la velocidad de las reacciones de corrosión, pero se han adaptado con éxito para la interpretación de las reacciones de cementación.

Cuando un solo metal se corroe se forman pequeñas áreas anódicas y catódicas en la superficie. Un ejemplo es la disolución de zinc en una solución. La reacción catódica se efectúa por el hidrógeno, las reacciones anódica y catódica se polarizan. En esta situación la corrosión es análoga a la celda  $Zn / Zn^{+2} // H^+ / H_2$  donde se pueden medir los parámetros como la corriente y los potenciales de electrodos individuales. En la Figura 5.35 se muestra un gráfico de potencial contra corriente para dicha celda. La polarización del ánodo y el cátodo procede en el electrodo de potencia  $E_{p,a}$  y  $E_{p,c}$ :

$$E_{p,c} - E_{p,a} = I_p R \quad (5.43)$$

Donde la diferencia del potencial del electrodo ( $E_{p,c} - E_{p,a}$ ) es el potencial de la celda que se puede llamar la fuerza electromotriz o fem,  $R$  es la resistencia total entre el ánodo y cátodo, además la conductividad del electrolito. En la corrosión del zinc en ácido,  $R$  se considera insignificante porque el electrolito tiene una alta conductividad, los ánodos y cátodos están muy cerca.



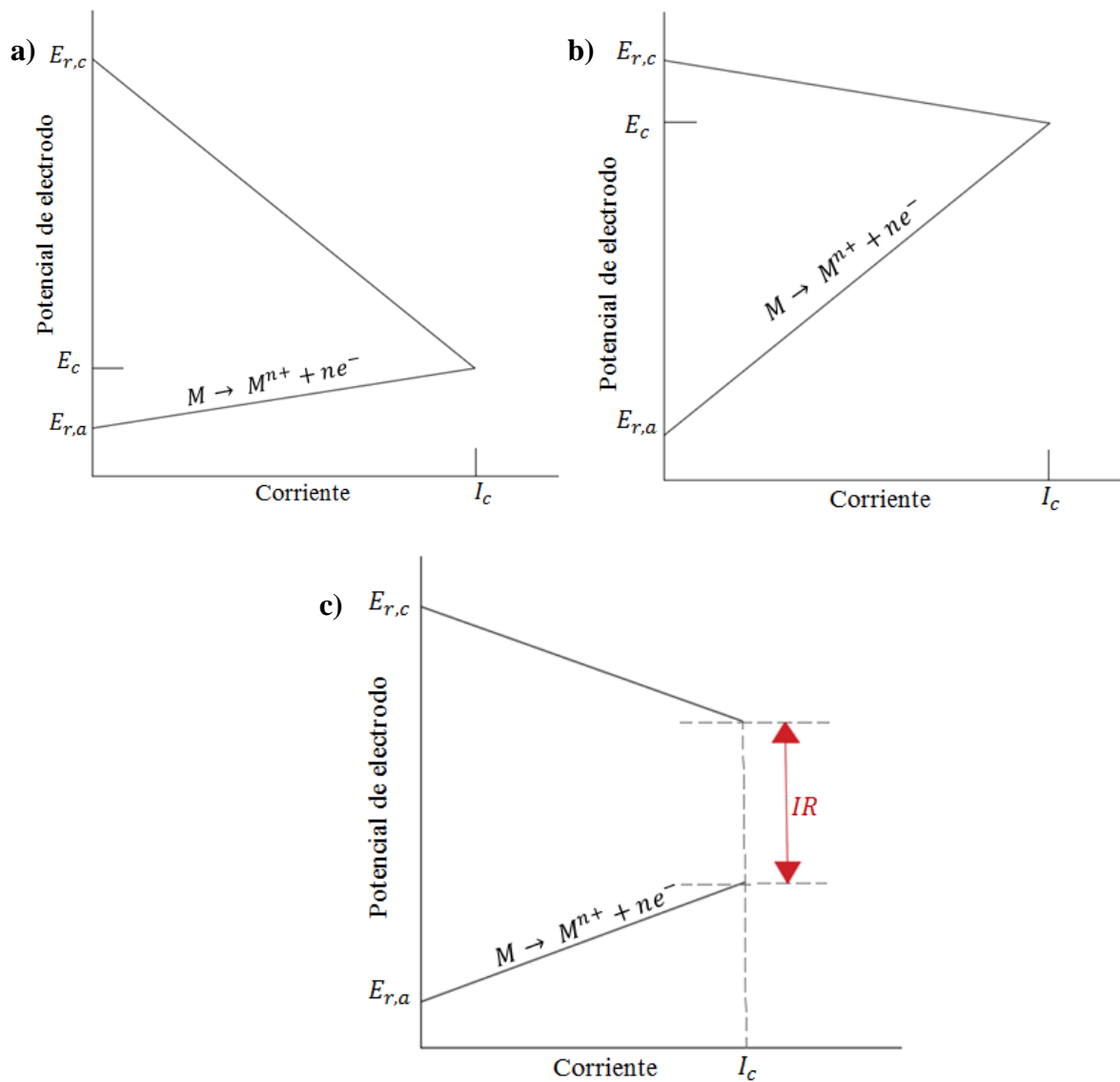
**Figura 5.35** Gráfico de potencial de la celda  $Zn | Zn^{+2} || H^+ | H_2$ . Adaptado de Moore et al. (1981).

La intersección de las curvas de polarización anódica y catódica otorga la corriente " $I_c$ " y el potencial de corrosión " $E_c$ ". En un diagrama de Evans, se toma " $I_c$ " es una medida de la velocidad de corrosión pero directamente se debe considerar la densidad de corriente. Los diagramas de Evans representan una forma sencilla y conveniente de presentar gráficamente la velocidad de corrosión de un metal. Es importante destacar que la intersección de la curva de polarización catódica y anódica se tiene:

$$E_{r,c} - E_{r,a} = \eta_a + |\eta_c|$$

Donde  $E_{r,c}$  y  $E_{r,a}$  es el potencial de electrodo reversible catódico y anódico respectivamente. Además  $\eta_a$  y  $\eta_c$  son el sobrepotencial anódico y catódico.

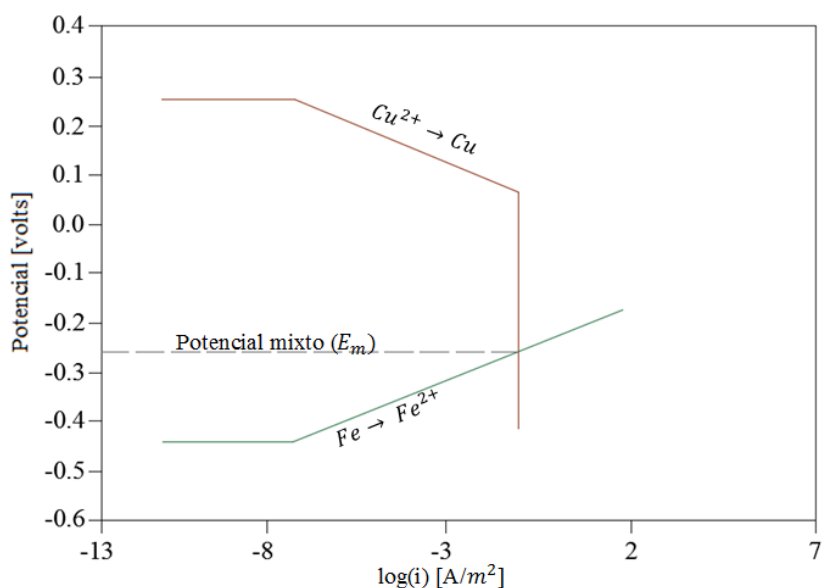
La situación de corrosión de la Figura 5.36 es una aproximación cercana a la polarización del ánodo y del cátodo, en estas circunstancias el sistema está bajo control mixto. Cuando la polarización ocurre principalmente en el cátodo (Figura 5.36 a), como el hierro que se corroe en el agua, el sistema está bajo un control catódico. Otro ejemplo es la corrosión del zinc en ácidos reductores como el  $H_2SO_4$  diluido la reacción se controla por la energía de activación del cátodo. En el caso del magnesio se corroe en agua, predomina una polarización bajo control anódico (Figura 5.36 b). En algunas ocasiones la película de la superficie funge como un aislante para evitar el contacto metal – electrolito, como el caso de la deposición catódica del carbonato de calcio sobre hierro en aguas duras en esta situación la resistencia aumenta y la situación está bajo un control de resistencia (Figura 5.36 c).



**Figura 5.36** Tipos de control de corrosión. Leyendas: **a)** Catódico, **b)** Anódico y **c)** resistencia. Adaptado de Moore et al. (1981).

El uso de los diagramas de Evans permite un análisis de las reacciones de desplazamiento en la cementación de metales. Estos diagramas son una superposición de dos curvas de corriente – potencial (polarización) independientes de las semireacciones que constituyen la cementación. En una curva de polarización se observan tres regiones distintas: densidades de corriente muy bajas, el potencial es igual al potencial del electrodo reversible ( $E_0$ ); a densidades de corriente intermedias, el potencial varía linealmente con el  $\log i$  (región Tafel); para potenciales suficientemente negativos, la densidad de corriente asume un valor máximo (densidad de corriente límite) donde la disolución a la superficie del electrodo está controlada (Wadsworth y Miller, 1979).

En la Figura 5.37 se muestra un diagrama de Evans característico para la sedimentación de  $Cu^{2+}$  con chatarra de Fe. La curva anódica para la disolución de hierro es un reflejo de la deposición de cobre, excepto que la difusión no se observa hasta que se obtienen densidades de corriente bastantes altas. El punto de intersección de las dos curvas establece el potencial mixto para el sistema de cementación. Para el ejemplo de la cementación de  $Cu^{2+}$  indica que la reacción está bajo control de transferencia de masa. El potencial mixto " $E_m$ " muestra que para las condiciones utilizadas en este gráfico está por debajo del potencial reversible para el electrodo de cobre y la reacción debe estar bajo control de difusión (control catódico).



**Figura 5.37** Diagrama de Evans para el sistema  $Cu^{2+}/Fe$ . Las curvas de polarización son de  $10^{-3}M Cu^{2+}$  y Fe. Adaptado de Wadsworth y Miller, 1979.

Hiskey (2019) indica que la cementación está controlada por transferencia de masa cuando los potenciales del equilibrio de los electrodos ( $\Delta E_o = E_{o,c} - E_{o,a}$ ) de las reacciones de semicelda de cada componente son mayores que 0.36 V. También se observó que el  $\Delta E_o$  es menor que 0.06 V el sistema podría considerarse controlado por una reacción superficial electroquímica. En la Tabla 5.9 se muestran valores calculados para diversos parámetros de sistemas de cementación algunos con un control catódico.

**Tabla 5.9**

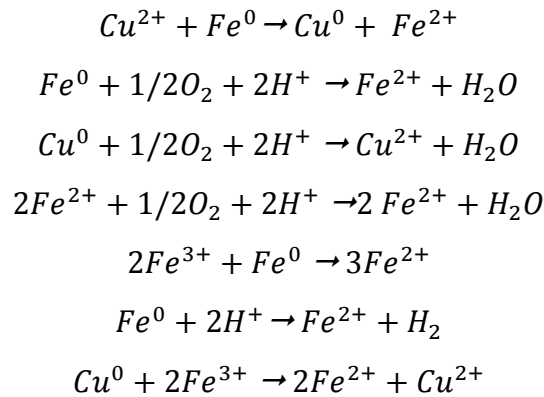
Datos para sistemas de cementación seleccionados a 25°C.

Sistema	$\Delta E^\circ (V)$	Sistema	$\Delta E^\circ (V)$
$Ag^+/Cu$	0.46	$Cu^{2+}/In$	0.83
$Ag^+/Cu(CN^-)$	1.83	$Cu^{2+}/Ni$	0.57
$Ag^+/Fe(Cl^-)$	1.29	$Cu^{2+}/Zn$	1.1
$Ag^+/Zn(CN^-)$	0.95	$Ni^{2+}/Fe$	0.21
$Ag^+/Zn$	1.56	$Pb^{2+}/Fe$	0.31
$Bi^{3+}/Fe$	0.76	$Pb^{2+}/Zn$	0.64
$Cd^{2+}/Zn$	0.36	$Pd^{2+}/Cu$	0.49
$Cu^{2+}/Fe$	0.75		

Adaptado de Wadsworth y Miller, 1979.

### 5.6.2.3 REACCIONES SECUNDARIAS EN LA CEMENTACIÓN

Gupta y Mukherjee (1990) indican que durante el proceso de cementación pueden ocurrir otras reacciones secundarias y competitivas. Por ejemplo durante la precipitación de cobre con hierro suele ocurrir que otras reacciones secundarias afecten el proceso. Estas reacciones secundarias se relacionan con la acidez del medio acuoso, así como el medio oxidante bajo se llevó a cabo la lixiviación las reacciones que se pueden llevar a cabo son:



El efecto de estas reacciones secundarias es un aumento en el consumo de hierro que afecta la rentabilidad del proceso. El consumo estequiométrico está dado por:

$$\text{Consumo teórico de Fe: } \frac{55.85}{63.54} = 0.879 \text{ [kg}_{Fe}\text{/kg}_{Cu} \text{]} \quad (5.45)$$

En algunos procesos puede suceder que se produzca la formación de aleaciones durante la cementación. Cuando se adiciona cobre a una solución diluida de  $SnCl_2$  se obtiene un precipitado de  $Cu_3Sn$ . También cuando se agrega cadmio a una solución de  $AuCl_3$  se precipita  $AuCd_3$ .

Otras reacciones que pueden ocurrir durante la precipitación provocan una tendencia para que el metal precipitado se disuelva nuevamente, esto ocurre cuando el metal precipitado permanece en un tiempo largo en contacto con la solución. Esto se evita agregando agentes tensioactivos que modifican la superficie del metal precipitado y ayuda a aglomerar el metal a medida que se precipita.

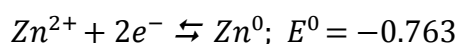
#### 5.6.2.4 CASO DE ESTUDIO: PROCESO DE MERRILL - CROWE

Marsden y House (2006) indican que la precipitación o cementación de oro con zinc se introduce comercialmente para el tratamiento de soluciones de lixiviación con cianuro en el año de 1890 y desde entonces es utilizado ampliamente en la industria como una parte integral del proceso de cianuración. Este proceso recibe el nombre de Merrill – Crowe que permite recuperar hasta un 98 % de oro. El proceso Merrill – Crowe tiene ventajas en comparación con la adsorción de carbón activado:

1. Es utilizado para minerales que tienen un alto contenido de plata que interfieren con la adsorción del oro.
2. Rentable para cuerpos minerales que no se justifica un sistema de adsorción, elución y regeneración de carbón activado (Plantas ADR).

Actualmente este proceso es ocupado como una alternativa para la electroobtención de oro a partir de soluciones de cianuro purificadas. Se utiliza para tratar soluciones a temperaturas cercanas al ambiente donde la solución PLS contiene de 0.5 a 10 ppm de oro.

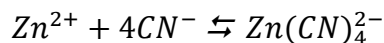
**Reacciones anódicas del zinc en una solución de cianuro.** La oxidación anódica del zinc en soluciones acuosas está dada por:



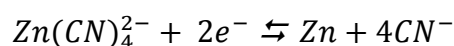
Donde:

$$E = -0.763 + 0.0295 \log[\text{Zn}^{2+}]$$

En soluciones de cianuro, el zinc forma un complejo de cianuro estable:



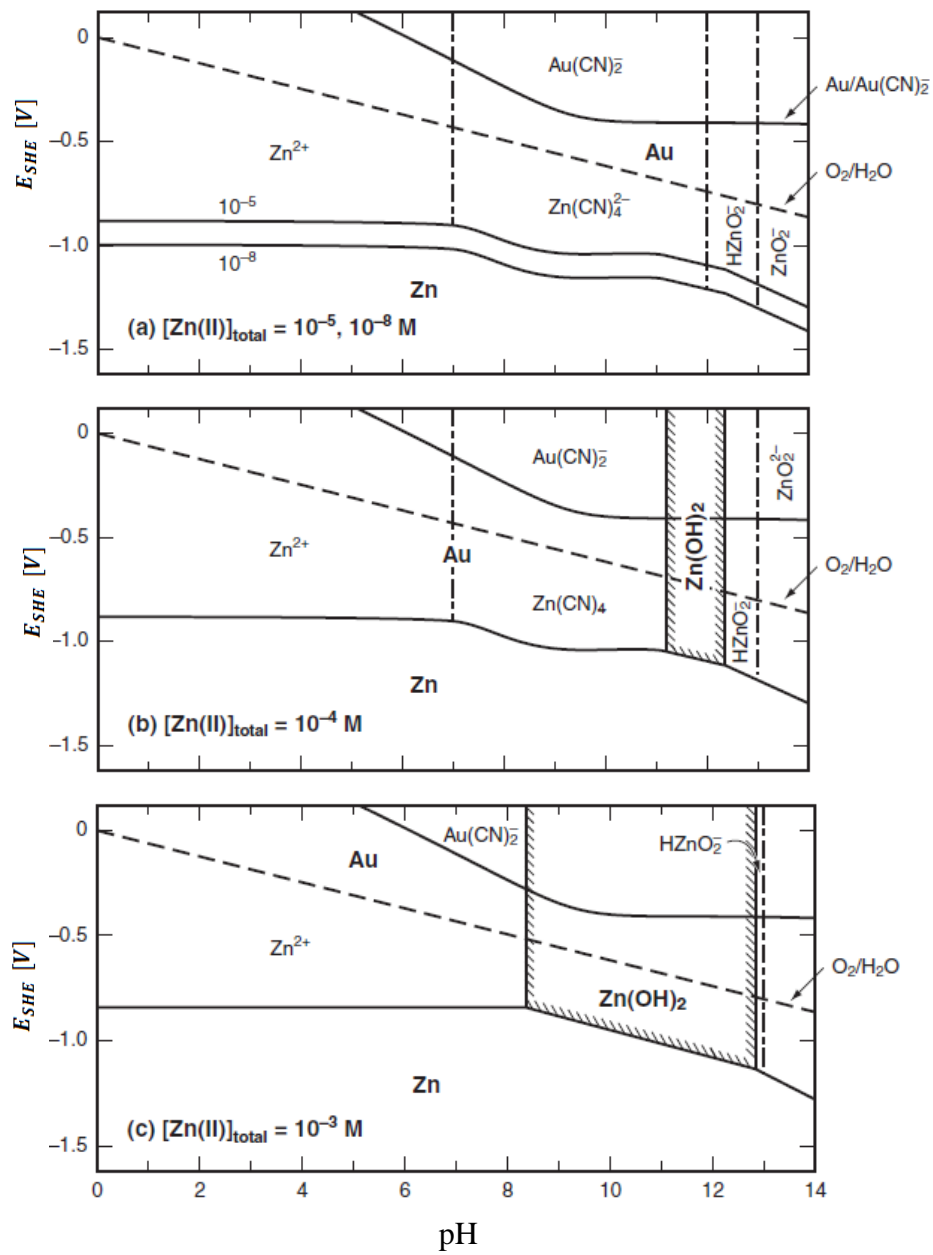
La reacción general es:



Donde:

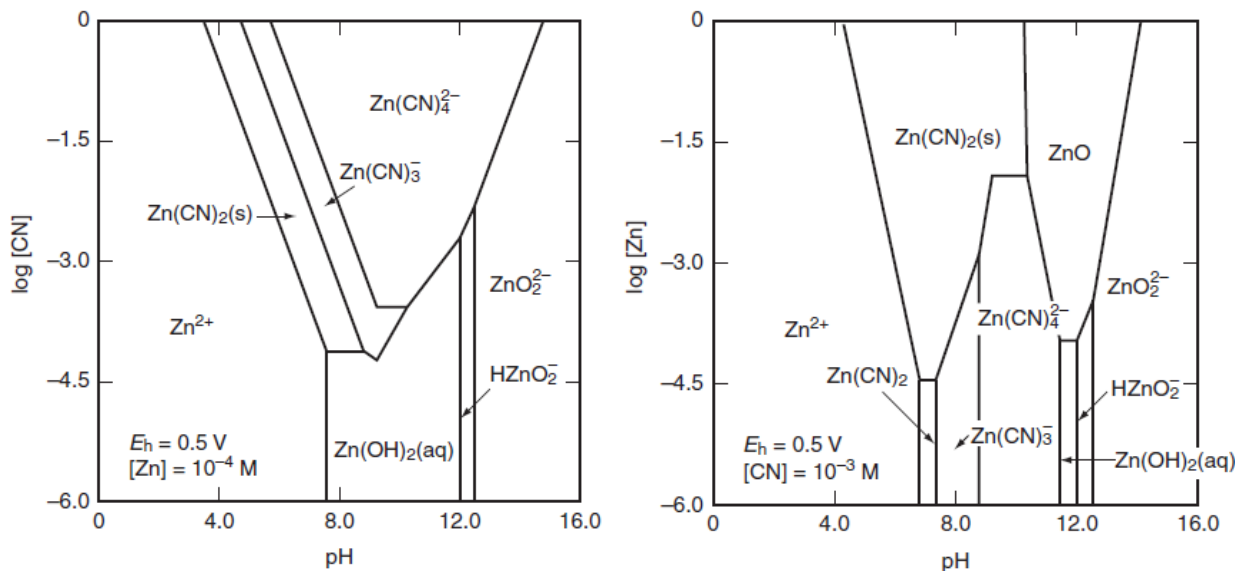
$$E = -1.25 + 0.0295 \log[\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-}] + 0.118 \text{pCN}$$

En una solución alcalina suficientemente oxidante y dependiendo de la concentración de cianuro, el zinc puede corroerse formando otras especies como  $\text{Zn}(\text{OH})_2$ ,  $\text{HZnO}_2^{-}$  y  $\text{ZnO}_2^{2-}$ . Las regiones de estabilidad de estas especies en solución se ilustran en los diagramas  $E - \text{pH}$  para el sistema  $\text{Zn} - \text{CN} - \text{H}_2\text{O}$  a 25 °C. En la Figura 5.38 se muestran tres concentraciones diferentes para iones de zinc donde se observan la estabilidad de las especies.



**Figura 5.38** Diagrama E-pH para el sistema Zn – CN - H<sub>2</sub>O a 25°C. La concentración de  $[CN^-] = 10^{-5} M$ ,  $[Au(CN)_2^-] = 10^{-4} M$ . Adaptado de Marsden y House (2006).

La formación de un precipitado de hidróxido de zinc es indeseable porque este producto puede cubrir la superficie del zinc, causando la pasivación e inhibiendo la precipitación de oro y plata. Por lo tanto, es importante considerar el efecto del pH, la concentración de cianuro en la formación de hidróxido de zinc se muestra gráficamente en las Figuras 5.39.

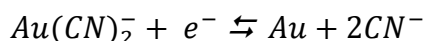


**Figura 5.39** Diagrama Log [CN<sup>-</sup>]- pH para el sistema Zn – CN - H<sub>2</sub>O y diagrama Log [Zn] – pH para el sistema Zn – CN - H<sub>2</sub>O. Adaptado de Marsden y House (2006).

Se puede observar que la formación de hidróxido de zinc se favorece a altas concentraciones de zinc y bajas concentraciones de cianuro en condiciones de precipitación comerciales.

**Reacciones catódicas.** La disolución de zinc en una solución de cianuro forma la mitad anódica de un par de reacciones electroquímicas acopladas. La reducción catódica que la acompaña es la precipitación de oro y otros metales, además de varias reacciones secundarias indeseables como la reducción de agua, oxígeno y otras especies metálicas en la solución.

**Reducción del oro.** La reducción catódica de oro a partir de una solución de cianuro alcalino se expresa como:



Donde:

$$E = -0.60 + 0.118 \log[CN^-] + 0.0591 \log[Au(CN)_2^-]$$

La línea que representa esta ecuación se superpone en el diagrama  $Eh - pH$  para el sistema Zn – CN- H<sub>2</sub>O que se muestran en la Figura 6.39. Con un pH entre 9.5 – 11.0 el rango de concentraciones de cianuro libre, zinc y oro presentes en las soluciones de cianuro la diferencia en los potenciales para las dos semi-reacciones es > 0.5 V lo que indica una fuerte fuerza impulsora para la reacción de cementación. El mecanismo de reacción de precipitación del oro sobre las partículas de zinc y la formación de  $Zn(CN)_4^{2-}$  que evita la formación de aurocianuro como se muestra en la Figura 5.40.



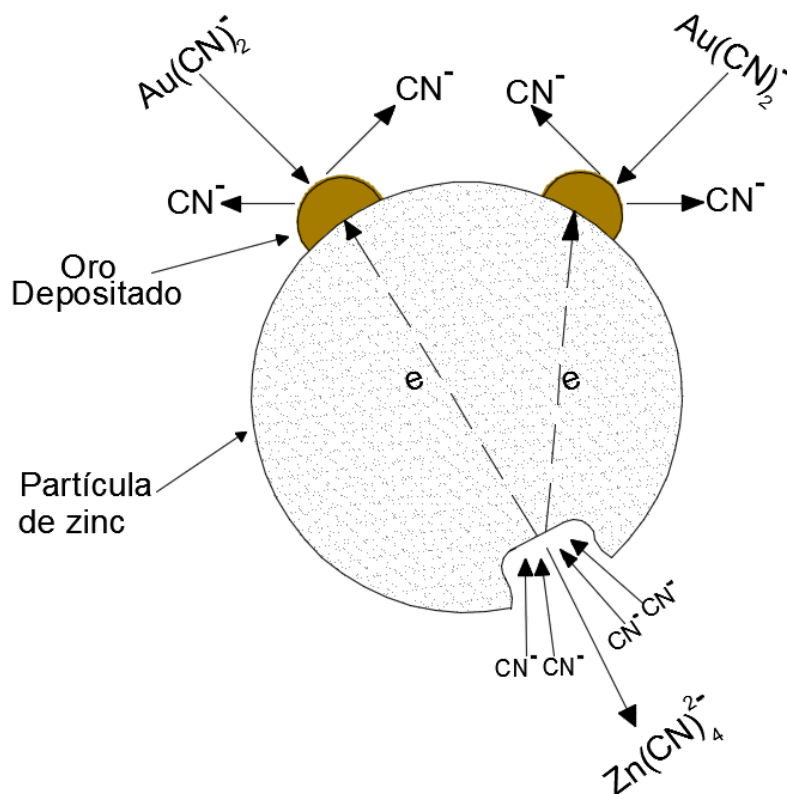
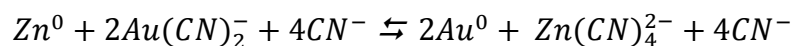


Figura 5.40 Mecanismo de precipitación de oro sobre zinc. Adaptado de Marsden y House (2006).

La reacción general que describe la precipitación de oro con polvo de zinc es:



En este proceso redox el átomo de oro acepta un electrón y se reduce del estado de oxidación ( $\text{Au}^+$ ) al estado de oxidación metálico ( $\text{Au}^0$ ); el átomo de zinc dona dos electrones y se oxida del estado metálico al estado de oxidación ( $\text{Zn}^{2+}$ ). El oro recubre la partícula de zinc que continúa corroyéndose y disolviéndose. Aunque esta reacción combina perfectamente las dos semi – reacciones y anula las especies de cianuro libre asociadas a cada reacción, probablemente no se lleve a cabo en la práctica, ya que las reacciones catódicas y anódicas pueden no ocurren de manera ideal. El consumo típico de zinc varía desde aproximadamente 1 g/g de metal precioso precipitado hasta aproximadamente 10 g/g de oro dependiendo de las condiciones de la solución y la eficiencia de la operación.

**Reducción de otros metales.** Otros complejos de cianuro metálico que son más positivos que el zinc en la serie electroquímica, también se pueden reducir y posiblemente co-precipitar con el oro formando un producto sólido, ver Tabla 5.10. La cementación puede precipitar impurezas de Co, Cd, Cu, Ni, Sb y Th. Los potenciales tanto de la plata como del mercurio son considerablemente mayores que los del oro y ambos pueden precipitar de manera eficaz.

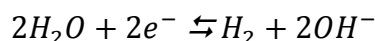
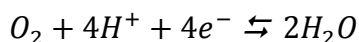
**Tabla 5.10**

Potenciales de equilibrio para la reducción de iones de cianuro metálicos. Concentraciones de metales  $10^{-4}$  mol/L, 0.2% NaCN.

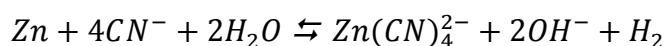
Reacción	$E(V)$
$Hg(CN)_4^{2-}$	-0.33
$Pb(CN)_4^{2-}$	-0.38
$Ag(CN)_2^-$	-0.45
$Au(CN)_2^-$	-0.63
$Cu(CN)_3^{2-}$	-0.75
$Fe(CN)_6^{4-}$	-0.99
$Ni(CN)_4^{2-}$	-1.07
$Zn(CN)_4^{2-}$	-1.22

Adaptado de Marsden y House (2006).

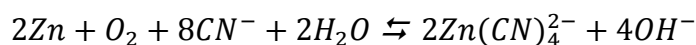
**Reducción de agua y oxígeno.** El zinc se disuelve a potenciales más negativos que las reacciones de reducción de oxígeno y agua. Las semireacciones son:



En consecuencia, el zinc puede corroerse por el mecanismo que implica la reducción tanto del agua como del oxígeno. La reacción combinada con agua en condiciones de  $Eh - pH$  que favorecen la formación de  $Zn(CN)_4^{2-}$  es:



La reacción general con oxígeno es:



Estas reacciones secundarias son importantes porque aumentan el consumo zinc que puede ser entre 5 y 30 veces el requisito estequiométrico. De igual manera, la presencia de oxígeno disuelto ( $> 0.5$  mg/L) genera la redisolución del oro precipitado.

### 5.3 REDUCCIÓN POR GASES

La reducción por gases es un medio para recuperar un metal de una solución acuosa. Este proceso utiliza un gas reductor como  $H_2$ ,  $SO_2$  o  $CO$  para la producción de metales nobles y básicos a partir de sus soluciones acuosas. En el caso de metales más activos como U, V, Mo y W tales reducciones producen sus respectivos óxidos. El monóxido de carbono y dióxido de azufre han encontrado un uso limitado por su toxicidad y explosividad (Bodsworth, 1994; Gupta y Mukherjee, 1990).

Este proceso se efectúa mediante la oxidación electroquímica y reducción. La reducción con gases implica que el paso de hidrógeno u otro gas reductor pasa a través de la solución preñada que resulta en una precipitación selectiva de iones metálicos bajo condiciones específicas de presión parcial del gas, temperatura y pH de la solución.

Dominic (2001) menciona que este proceso de precipitación con gases tiene la característica de precipitar los metales en forma de polvo con una alta pureza. Teniendo en consideración la interacción entre los gases y la solución acuosa de sales metálicas a altas presiones y temperaturas en un autoclave.

#### 5.6.3.1 PRINCIPIO TERMODINÁMICO DE LA REDUCCIÓN POR GASES

La reducción por gases se basa en la diferencia del potencial electroquímica entre el metal disuelto y el gas reductor. Los potenciales de electrodo estándar muestran límites termodinámicos para la reducción con gases. La reducción por gases es factible cuando el potencial de equilibrio del metal a reducir es mayor que el del gas reductor, en la Tabla 5.11 se muestra el potencial de electrodo para gases y algunos metales.

**Tabla 5.11**

Potenciales de electrodo estándar de reacciones de interés en la reducción con gases.

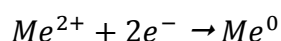
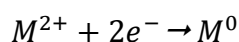
Reacción	$E^\circ (V)$	Tipo de reacción
$Ag^+ + e^- \leftrightarrow Ag$	0.799	Reducción del ion metálico
$Cu^{2+} + 2e^- \leftrightarrow Cu$	0.337	Reducción del ion metálico
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + 2H^+ + 2e^-$	0.104	Oxidación del gas reductor
$H_2 \leftrightarrow 2H^+ + 2e^-$	0.000	Oxidación del gas reductor
$Fe^{3+} + 3e^- \leftrightarrow Fe$	-0.037	Reducción del ion metálico
$Pb^{2+} + 2e^- \leftrightarrow Pb$	-0.126	Reducción del ion metálico
$Sn^{2+} + 2e^- \leftrightarrow Sn$	-0.136	Reducción del ion metálico
$SO_2 + 2H_2O \leftrightarrow SO_4^{2-} + 4H^+ + 2e^-$	-0.157	Oxidación del gas reductor
$Ni^{2+} + 2e^- \leftrightarrow Ni$	-0.250	Reducción del ion metálico
$Co^{2+} + 2e^- \leftrightarrow Co$	-0.277	Reducción del ion metálico
$Cd^{2+} + 2e^- \leftrightarrow Cd$	-0.403	Reducción del ion metálico

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

Al comparar estos potenciales de electrodo estándar, se puede realizar un análisis de que en teoría el cobre puede reducirse con monóxido de carbono o hidrógeno y complejos de cobre, hierro férrico, plomo y estaño de reducirse empleando dióxido de azufre. Las condiciones de operación nunca están dictadas solo por el electrodo estándar del gas y los metales en solución. El potencial de equilibrio del metal a cualquier temperatura y concentración de especies en la reacción están dadas por la ecuación de Nernst (Aromaa et al, 2019).

El potencial de equilibrio del metal debe ser lo más alto posible para proporcionar una fuerza impulsora para la reacción. El potencial de equilibrio calculado por la ecuación de Nernst aumenta al ser mayor la concentración de iones metálicos. Al calcular el potencial de equilibrio, debe tenerse en cuenta que el coeficiente de actividad del metal en solución generalmente disminuye al aumentar concentración. Los potenciales de equilibrio del metal suelen disminuir ligeramente al aumentar la temperatura.

El potencial de equilibrio del gas reductor también se calcular a partir de la ecuación de Nernst. Para mantener una fuerza impulsora alta, el potencial de equilibrio de la reacción de oxidación del gas debe ser lo más bajo posible. De esta forma cuando dos iones metálicos  $M^{2+}$  y  $Me^{2+}$  están presentes en una solución ambos pueden precipitarse mediante una reacción de reducción al inyectar un gas:

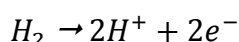


Usando la ecuación de Nernst, sus respectivos potenciales son:

$$E_M = E_M^0 + \frac{RT}{2F} \ln a_{M^{2+}} \quad (5.46)$$

$$E_{Me} = E_{Me}^0 + \frac{RT}{2F} \ln a_{Me^{2+}} \quad (5.47)$$

En cuanto los iones metálicos se reducen al mismo tiempo se oxida el gas reductor  $H_2$ :

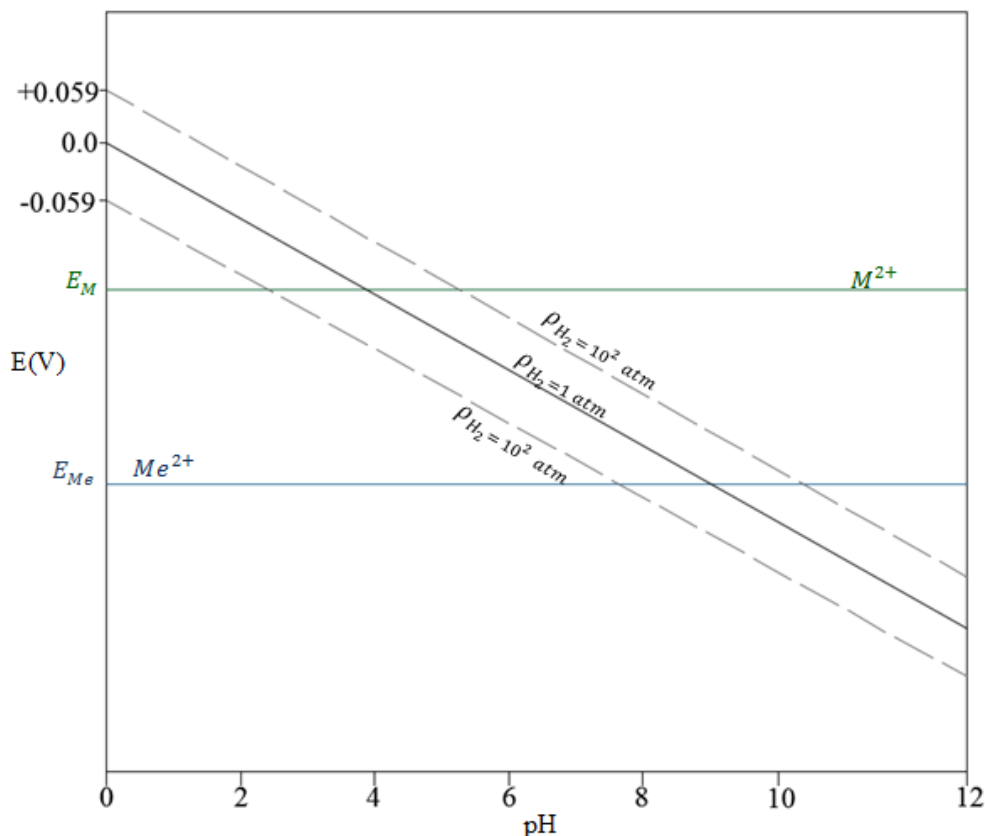


Donde:

$$E_H = E_H^0 + \frac{RT}{2F} \ln \left( \frac{p(H_2)}{a(H^+)^2} \right) \quad (5.48)$$

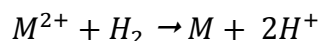
Donde  $p(H_2)$  es la presión parcial del  $H_2$  en atmósferas y  $a(H^+)$  es la actividad de un ion hidrógeno.

Examinando las ecuaciones 5.46, 5.47 y 5.48 muestra que  $E_M$  y  $E_{Me}$  a temperatura constante varían solo con la actividad de sus iones metálicos en solución, mientras que  $E_H$  a temperatura constante varías con la presión parcial del hidrógeno y el pH de la solución. Al trazar,  $E - pH$  para cada reacción en donde la actividad constante de los iones metálicos son rectas con una pendiente cero para  $E_M$  y  $E_{Me}$  y la actividad para  $E_H$  muestra una línea con una pendiente negativa (ver, Figura 5.41).



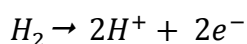
**Figura 5.41** Diagrama E – pH utilizado en la precipitación por reducción de gases. Adaptado de Moore et al. (1981).

El hidrógeno reducirá  $M^{2+}$  solo si  $E_M$  es más positivo que  $E_H$  es decir  $E_H < E_M$  entonces:



De acuerdo con la Figura 5.41,  $M^{2+}$  se precipitara a un pH de 4 con una presión parcial del hidrógeno de 1 atm. El aumento de pH a 10 coincide a la precipitación de  $Me^{2+}$  cuando la línea de  $E_H$  descienda por debajo de  $E_{Me}$ . Cambiar el pH también proporciona un mayor grado de selectividad, de esta manera varios metales pueden precipitarse selectivamente de la solución simplemente con cambios en el pH.

Los potenciales de electrodo estándar de las medias celdas del tipo  $Me - Me^+$  toman como base el electrodo de hidrógeno, definido por:

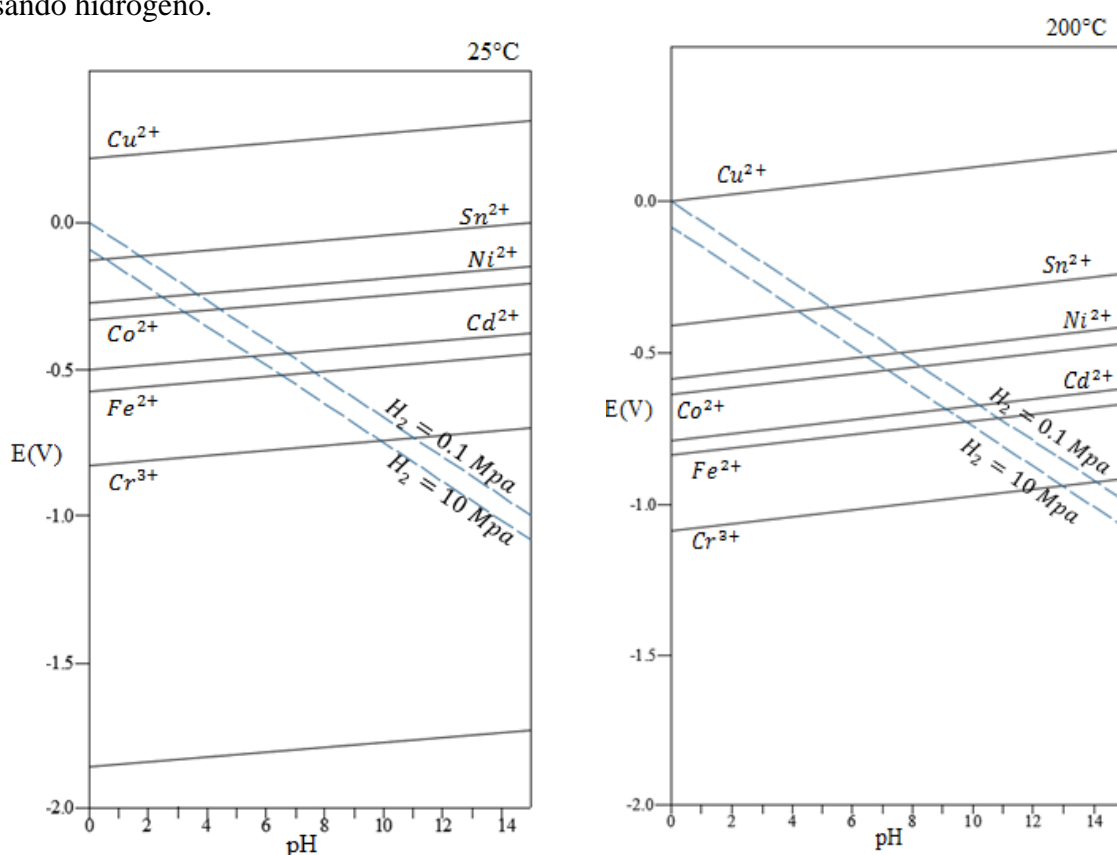


El cual se asignó convencionalmente con el valor de cero a todas las temperaturas para una solución de 1 M de iones  $H^+$  ( $a_{H^+} = 1$ ) a  $pH = 0$  y  $p_{H_2} = 0.1 MPa$ . Por lo tanto, esto significa que todo metal con un potencial de electrodo positivo puede extraerse de la solución mediante hidrógeno gaseoso. Incluso el metal con un potencial de electrodo ligeramente negativo puede extraerse utilizando hidrógeno. La ecuación de Nernst para un electrodo de hidrógeno a 25 °C es:

$$E_H = -0.0591pH - 0.0296 \log p_{H_2} \quad (5.49)$$

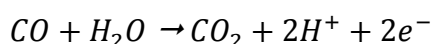
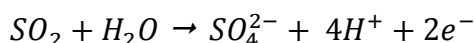
El potencial de equilibrio de la semicelda de hidrógeno disminuye, es decir  $E_H$  se vuelve más negativo con el aumento de presión del gas y la disminución de la actividad del ion de hidrógeno o con el aumento del pH. Los potenciales de equilibrio de la semicelda de los iones metálicos también disminuyen con la disminución de la actividad del ion metálico. La Figura 5.42 muestra el cambio del potencial con el valor de pH del electrodo de hidrógeno y con la actividad del ion relacionada con un estado estándar.

El aumento de la presión del gas a 10 MPa tiene un efecto pequeño sobre la concentración de los iones de los otros metales. El aumento de temperatura a 200 °C tiene un efecto mayor permitiendo la reducción de otros iones metálicos. Al aumentar el pH de la solución, se puede alcanzar un estado en el que óxidos o hidróxidos comienzan a precipitar. Los valores críticos de pH se indican en las líneas de equilibrio de cada metal en la Figura 5.42. El cobalto y níquel son elementos electronegativos que pueden precipitar a partir de soluciones ácidas usando hidrógeno.



**Figura 5.42** Potencial de electrodo en función del pH y actividad de iones a diferentes metales en una solución de sulfato 25°C y 100 °C. Adaptado de Havlík (2008).

El hidrógeno también se puede usar para precipitar impurezas menos electronegativas de soluciones que contienen más metales electronegativos, pero el costo relativo alto del gas y el riesgo de explosión coloca a este procedimiento en los menos utilizados. Otros gases utilizados son dióxido de azufre y monóxido de carbono, las reacciones de oxidación teóricas de estos gases reductores vienen dadas por las siguientes reacciones:



La ecuación de Nernst para calcular el potencial de equilibrio para dióxido de azufre y el monóxido de carbón es:

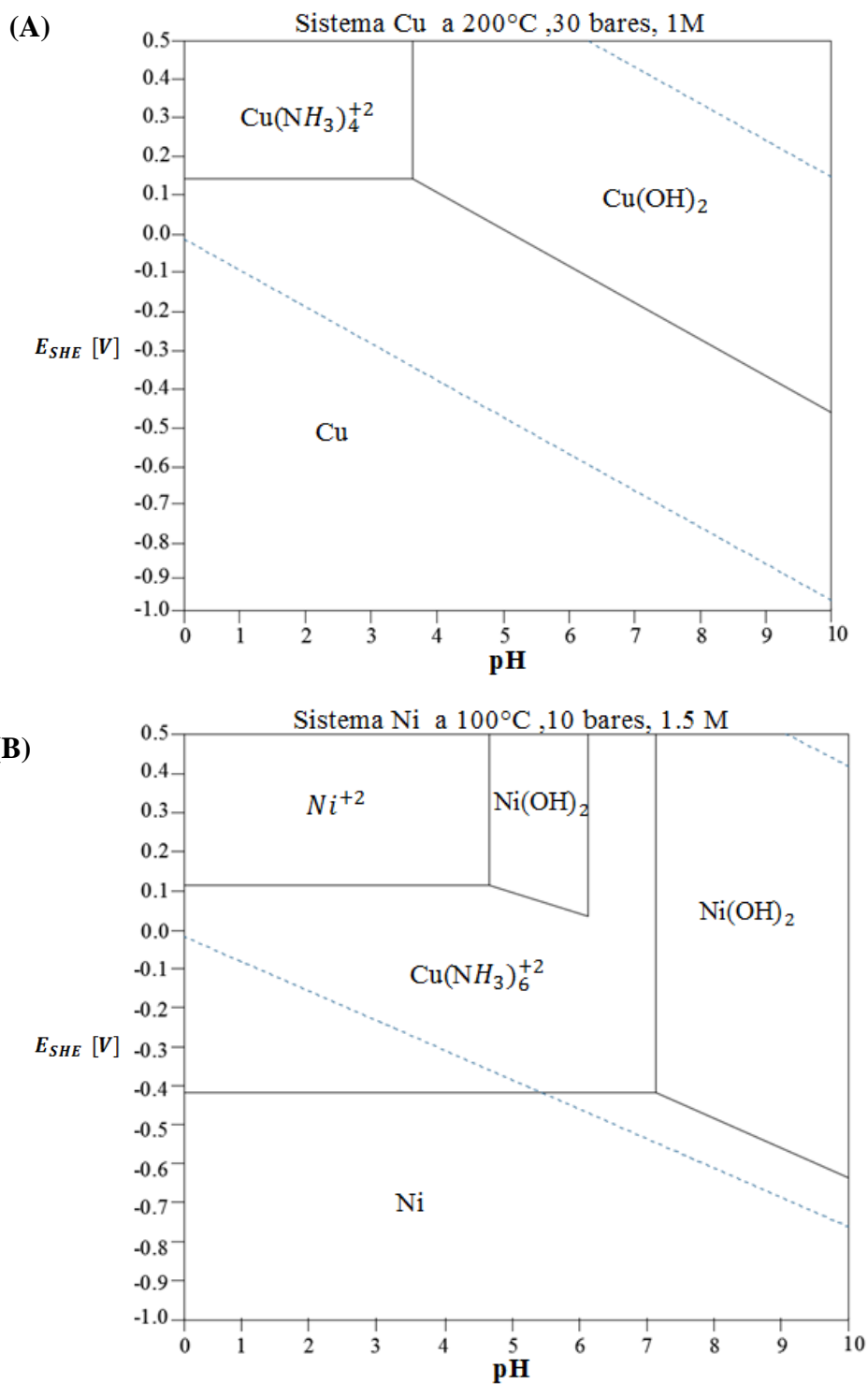
$$E_{SO_2} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \left( \frac{pSO_2}{(SO_4^{2-})(H^+)^4} \right) \quad (5.50)$$

$$E_{CO} = E^0 - \frac{RT}{2F} \ln \left( \frac{pCO}{(pCO_2)(H^+)^2} \right) \quad (5.51)$$

De igual forma los potenciales de equilibrio de las reacciones de oxidación del gas disminuyen al aumentar el pH y la presión del gas. El potencial de equilibrio de la reacción de oxidación del dióxido de azufre disminuye cuando la concentración de iones sulfato es baja y la reacción de oxidación del monóxido de carbono al disminuir la presión parcial del dióxido de carbono.

Durante la reducción la concentración de metal disminuye desde aproximadamente 1 M de solución a 0.1 M. Esto significa que la actividad termodinámica de la reacción de deposición de metal disminuirá. Al mismo tiempo, la presión del gas reductor disminuirá a medida que se consume y también el pH de las soluciones disminuye a medida que se producen iones de hidrógeno. Las condiciones termodinámicas necesarias para la reducción de metales también se pueden estimar utilizando diagramas  $E - pH$ .

Los diagramas  $E - pH$  muestran las áreas de estabilidad de compuestos de interés para la reducción con gases. En la Figura 5.43 se muestra un diagrama de pH - potencial para el cobre y níquel. Las condiciones de reducción deben seleccionarse de modo que el metal sea el compuesto estable. En estos diagramas, la línea punteada inferior es el equilibrio de la reacción de hidrógeno donde el potencial de reacción de hidrógeno debe ser menor que la reacción entre el metal sólido y el disuelto para que la reducción del metal sea termodinámicamente probable. De esta forma la reducción de cobre es posible en todo el rango de pH mostrado, pero la reducción de níquel es posible sólo cuando el pH es superior a 5.5 (Aromaa et al, 2019).

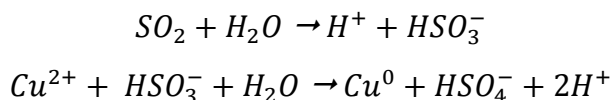


**Figura 5.43** Diagrama E – pH del cobre (A) y níquel (B) relacionado con la reducción con hidrógeno. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).



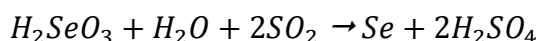
### **Precipitación con dióxido de azufre.**

Este gas se utiliza en diversas aplicaciones como reductor y cumple para precipitar cobre, al pasar un flujo de anhídrido sulfuroso a través de una solución de sulfato de cobre a temperatura ambiente que precipita como sulfito de cobre. A una temperatura de 100 °C y 350 kPa se precipita cobre metálico de acuerdo con las reacciones:



Bajo estas condiciones, el ion férrico no precipita, sino que solo se reduce a su estado ferroso.

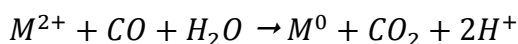
Otra aplicación es la recuperación de selenio y telurio a partir de lodos como un subproducto de la recuperación electrolítica del cobre. Primero se elimina el cobre y níquel por oxidación en la lixiviación con ácido sulfúrico. La oxidación se realiza por la inyección de aire en una solución de ácido sulfúrico o bien por la tostación con ácido sulfúrico como agente oxidante seguida de su lixiviación. Este proceso permite obtener el ácido selenioso para precipitar el selenio metálico con anhídrido sulfuroso:



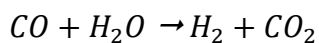
Las soluciones de ácido selenioso con frecuencia contienen telurio en solución. En presencia de ácido sulfúrico la precipitación de selenio con anhídrido sulfuroso es selectiva. El comportamiento en presencia de ácido clorhídrico es diferente debido a que el telurio se puede precipitar con anhídrido sulfuroso. El telurio puede ser precipitado como telurio cuproso en un recipiente a 105 °C y 450 kPa de presión.

### **Precipitación con monóxido de carbono.**

La reducción de un ion metálico bivalente contenido en una solución acuosa con monóxido de carbono, se lleva a cabo de acuerdo a la reacción:



La precipitación con monóxido de carbono es mucho más lenta que cuando está se realiza con hidrógeno. Esto se debe a que el  $CO$  primero reacciona con el agua para formar hidrógeno que luego reduce el ion metálico:

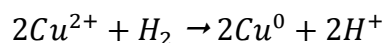


Una práctica generalizada es la precipitación de plata metálica a partir de una solución enriquecida al burbujear monóxido de carbono.

### **Precipitación con hidrógeno.**

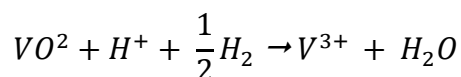
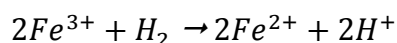
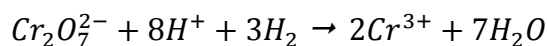
Se han realizado diferentes estudios que han demostrado que el hidrógeno puede ser utilizado exitosamente para la precipitación de cobre, níquel, cobalto, plomo, bismuto, arsénico, antimonio, platino e iridio para diferentes soluciones acuosas.

Para la precipitación de un metal desde una solución salina acuosa, es esencial la acción combinada de la temperatura y la presión de hidrógeno. Un ejemplo es la precipitación de cobre desde soluciones de  $CuSO_4$  no se puede llevar a cabo a 40 atmósferas a temperatura ambiente, solo cuando se varía la temperatura el metal se precipita de acuerdo a la reacción:

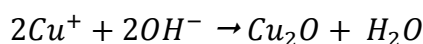


El calentamiento de una solución salina acuosa en una autoclave, bajo presión de hidrógeno, puede conducir a alguna de las reacciones que se mencionan a continuación:

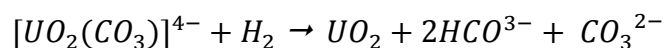
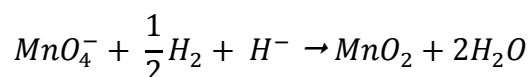
**1. Reducción de un ion metálico a un estado de oxidación menor sin precipitación.** Los iones que pueden ser reducidos son el cromo, hierro y el vanadio de la siguiente manera:



**2. Precipitación de óxidos.** La reacción de acetato cúprico con hidrógeno en soluciones saturadas de acetato conduce a la precipitación de  $Cu_2O$ . Esto se debe a que el ion cuproso formado durante la reducción se hidroliza debido al alto pH:



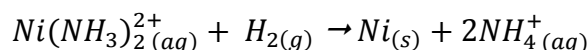
Otros óxidos precipitados son:



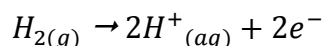
Mientras que la precipitación de  $Cu_2O$  se lleva a cabo con rapidez, aún en presencia de un catalizador las otras reacciones requieren de la presencia de una superficie catalítica.

### 5.6.3.2 CASO DE ESTUDIO: REDUCCIÓN DE NÍQUEL EN SOLUCIONES AMONIACALES

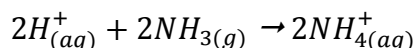
Es un proceso alternativo a la electroobtención para la recuperación de níquel a partir de soluciones de níquel mediante su reducción con hidrógeno. La reducción se lleva a cabo inyectando hidrógeno en soluciones acuosas de sulfato de níquel amoniacal en autoclaves agitados de alta presión (30 bares y 180 °C). La reducción por hidrógeno puede representar por la reacción:



La semireacción de oxidación para esta reacción se da como:



El potencial de reducción de esta semireacción, está dado por la ecuación de Nernst depende linealmente del pH de la solución. A medida que avanza la reacción, se producen iones  $H^+$ , lo que aumenta el potencial de reducción de la semireacción de hidrógeno disminuyendo la fuerza impulsora de la reacción general. El amoníaco es utilizado industrialmente para mantener el pH:



La cantidad de amoníaco se añade de acuerdo con la relación molar de amoníaco a níquel en solución, un valor aproximado de 1.9 es óptimo. Estudios electroquímicos indican que la especie  $Ni(NH_3)_2^{2+}$  es la que se reduce en la superficie del níquel. De acuerdo con la relación molar el 98 % del níquel en la solución se reduce como polvo metálico. El níquel residual se recupera posteriormente mediante precipitación con sulfuro de hidrógeno. El precipitado de sulfuro de níquel se recicla para su lixiviación a presión.

Crundwell et al. (2011) mencionan que la reducción de níquel con hidrógeno se desarrolló originalmente para soluciones producidas por la lixiviación de concentrados de sulfuros de níquel y matas de sulfuro en soluciones de amoníaco. Una ventaja importante de la reducción de hidrógeno es que el azufre en la alimentación se elimina como un subproducto, vendible como fertilizante de sulfato de amonio.

Después de la reducción, el polvo de níquel con un tamaño de 0.1 a 0.2 mm se filtra se lava para eliminar la solución de sulfato de amonio y se seca. Parte del níquel se vende directamente como polvo de níquel. La mayor parte del polvo de níquel, es briqueteado o sinterizado para su venta, el contenido del polvo de níquel regularmente es del 99.8 % de Ni, 0.1 % Co, 0.004 % Fe, 0.03 S y 0.001 % C. De esta forma el polvo de níquel es menor pureza que el níquel de la electroobtención. Sin embargo, es lo suficiente puro para la mayoría de las aplicaciones de la industria.

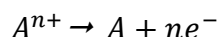
#### 5.6.4 ELECTROMETALURGIA

La electrometalurgia se cumple con la purificación de los metales mediante procesos electrolíticos, es decir procesos en que la energía química requerida por las reacciones es suministrada por una energía eléctrica externa, esto implica el paso de una corriente eléctrica a través de un electrolito que conduce la corriente entre dos electrodos. La extracción de metales de sus sales u óxidos por electrolisis requiere que el electrolito sea un conductor iónico. El electrolito puede ser una sal en solución o una mezcla de sales u óxidos fundidos.

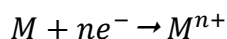
La extracción de metales por electrólisis de sales (cloruros o sulfatos) en una solución acuosa está limitada por la descarga de iones  $H^+$ . Los metales cuyo potencial de electrodo es más negativo que la sobretensión del hidrógeno, solo pueden obtenerse mediante electrólisis en sales fundidas. Estos potenciales de electrodo prohíben la electrólisis de sus sales en medios acuosos estos potenciales son aluminio -1.66 V, titanio -1.75 V, magnesio -2.03 V y sodio -2.71 V (Moats y Free, 2019).

Las reacciones químicas que tiene la capacidad de reaccionar espontáneamente se encuentran en condiciones de generar energía eléctrica en condiciones adecuadas. Las reacciones o procesos químicos que no tienen esta capacidad se puede inducir su espontaneidad cuando se suministra una cantidad adecuada de energía eléctrica. Para llevar a cabo cambios es necesario tener un electrolito en el que se sumergen al menos dos electrodos, esta configuración se denomina celda, y las celdas de las que se deriva energía eléctrica se conocen como celdas electroquímicas. Aquellos en los cuales se debe suministrar energía eléctrica para impulsar a las reacciones químicas se conocen como celdas electrolíticas.

En una celda electrolítica, la energía eléctrica se suministra desde una fuente externa provocando una reacción espontánea. Una celda galvánica aprovecha una reacción espontánea para generar corriente eléctrica. En los electrodos aquel en donde se produce la oxidación se llama ánodo y el electrodo en el que se produce la reducción se llama cátodo. Una celda electrolítica se compone de un tanque que contiene el electrolito y dos electrodos, que separa la celda en dos zonas y un generador. Cuando se aplica un voltaje se producen una corriente de iones en el electrolito, una corriente de electrones en el circuito externo y dos reacciones electroquímicas elementales en los electrodos. El cátodo (polo negativo) se tiene una reducción:



En el circuito una corriente de electrones fluye desde el ánodo al cátodo. Las sales están compuestas de un conjunto de iones y se puede considerar aislantes desde un punto de vista eléctrico. Cuando la sal se funde o disuelve en agua, la estructura rígida se rompe los iones adquieren la libertad de movimiento de modo que la influencia de un diferencial de potencial los iones positivos migran en una dirección y los iones negativos en la dirección opuesta. Por la ausencia de electrones libres en las sales metálicas, el paso de una corriente eléctrica en una sal fundida o en solución produce la migración de iones. La transferencia de material ocurre simultáneamente con el paso de la corriente eléctrica por conducción electrolítica. El ion  $M^{n+}$  en solución es reducido por los electrones en el cátodo. Entonces se forma una capa sobre el cátodo dependiendo del metal que se deposita. En el ánodo hay una reacción de oxidación de diferente naturaleza dependiendo del sistema electrolítico se puede considerar:



#### 5.6.4.1 ELECTROOBTENCIÓN (EW)

La electroobtención es un proceso electrolítico para recuperar el metal disuelto usando un potencial aplicado, este proceso se realiza en licores con o sin tratamiento de purificación. Este proceso es utilizado para la recuperación de metales como el cobre, zinc, níquel, plomo, titanio, cobalto, oro y plata, así como metales del grupo del platino; este proceso se puede realizar hasta el manganeso donde los metales que son más electropositivos que el manganeso no se pueden obtener en sus formas elementales. La electroobtención utiliza un potencial aplicado para impulsar reacciones electroquímicas en la dirección deseada (Free, 2013).

Una fuente de alimentación externa suministra el potencial y corriente. Se utiliza un ánodo inerte para completar el circuito y la contra reacción necesaria para la recuperación del metal. El metal se recupera en el cátodo, los iones o complejos se oxidan en el ánodo.

Para que se lleve a cabo el proceso debe existir un electrolito o medio conductor de iones entre el ánodo y cátodo. El agua que contiene iones disueltos es un electrolito común, la electroobtención comercial en soluciones acuosas implica un ácido. Los iones de hidrógeno en el ácido así como los contraiones proporcionan la conductividad de la solución. La velocidad de electroobtención se determina mediante la cinética electroquímica

Para que se produzca la electroobtención, el metal deseado debe disolverse en forma iónica. Los iones comunes de metales base son  $Cu^{2+}$ ,  $Ni^{2+}$  y  $Zn^{2+}$  cada uno de estos iones metálicos se encuentra en un estado divalente. Los iones metálicos generalmente se crean rompiendo enlaces atómicos en minerales durante la lixiviación para liberar los metales como iones. Los iones metálicos se concentran a menudo en solución acuosa y se mezclan con ácido para formar un electrolito.

Una reacción de reducción catódica en una solución acuosa se puede impulsar aplicando un voltaje a través de un par de electrodos sumergidos en la solución. El voltaje aplicado debe exceder el potencial del electrodo reversible para que ocurra la reacción deseada y permitir la caída de voltaje debido a la resistencia de la solución y otras pérdidas de la celda. La cantidad por el cual el voltaje aplicado excede el potencial del electrodo reversible ( $E_r$ ) se denomina sobre potencial de voltaje " $\eta$ " definido por:

$$\eta = E_{aplicada} - E_r \quad (6.52)$$

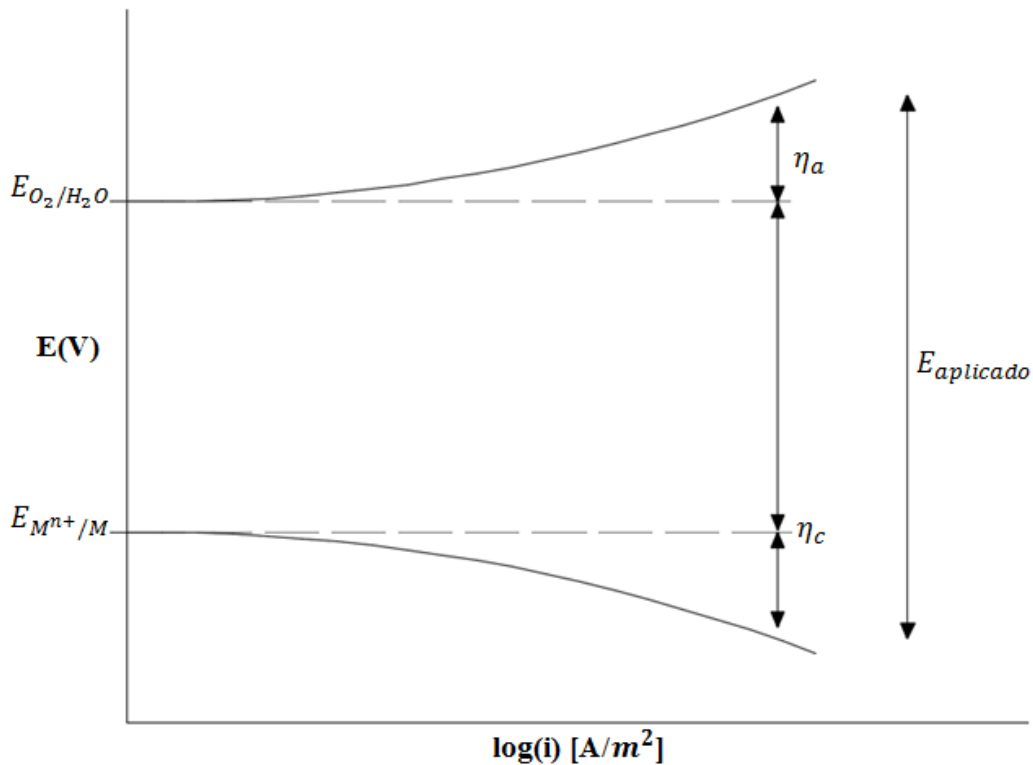
Los parámetros primarios de electroobtención son el potencial y la corriente. La corriente a menudo se relaciona con la densidad de corriente. La densidad de corriente y el potencial se ve afectada por la solución y otras resistencias, así como el área de deposición. La reducción en el cátodo es acompañada de una reacción de oxidación paralela en el ánodo, generalmente la descomposición del agua en iones de hidrógeno y oxígeno. Considerando el electro – reducción de un ion metálicos ( $M^{n+}$ ), el voltaje total de la celda está representado por:

$$V = E_{(O_2/H_2O)} + E_{(M^{n+}/M^0)} + \eta_a + \eta_c + IR \quad (6.53)$$

Donde:

$\eta_a + \eta_c$ : Sobrepotenciales anódico y catódico.

$IR$ : La caída de potencial a través de la solución debido a la resistencia de la solución. En la Figura 5.44 se muestra el voltaje total para la electroreducción para un ion metálico ( $M^{n+}$ ).



**Figura 5.44** Esquema de los requisitos del potencial aplicado para una celda simple. Adaptado de Marsden y House (2006).

Cuanto mayor sea el sobre potencial más rápido avanza la reacción. A medida que aumenta el sobre potencial las concentraciones de especies reducidas cerca de la superficie del cátodo se agota porque el transporte de masa de las especies iónicas a través de la capa límite no puede mantenerse a la par con la velocidad de la reacción electroquímica.

De esta forma el agua juega un papel clave en la electroobtención de metales básicos. El agua se puede descomponer electrolíticamente en oxígeno e hidrógeno gaseoso ( $2H_2O \rightleftharpoons 2H_2 + O_2$ ). El proceso de separación de agua electrolítica o electrólisis del agua requiere una energía considerable. La electrólisis del agua tiene componentes de oxidación ( $2H_2O \rightleftharpoons 4H^+ + 4e^- + O_2$ ) y reducción ( $4H^+ + 4e^- \rightleftharpoons 2H_2$ ). Cada una de estas reacciones forma parte de la reacción de media celda que completa la celda electroquímica. La reacción de oxidación del agua es la reacción anódica de la electroobtención de metales a partir de electrolitos a base de sulfato donde la reducción del metal en el cátodo es la reacción catódica primaria.

La reducción de iones de hidrógeno para formar gas hidrógeno puede ocurrir en los cátodos que tienen potenciales bajos. La reducción de iones de hidrógeno consume electrones que de otro modo formarían parte de la reducción de metales de menor potencia. La reacción catódica es generalmente la reducción del metal a su estado metálico. Si el potencial aplicado es mayor que la diferencia entre las dos reacciones de semi celda se producirá la electroobtención del metal, en la Figura 5.45 se representa el esquema general de la EW.

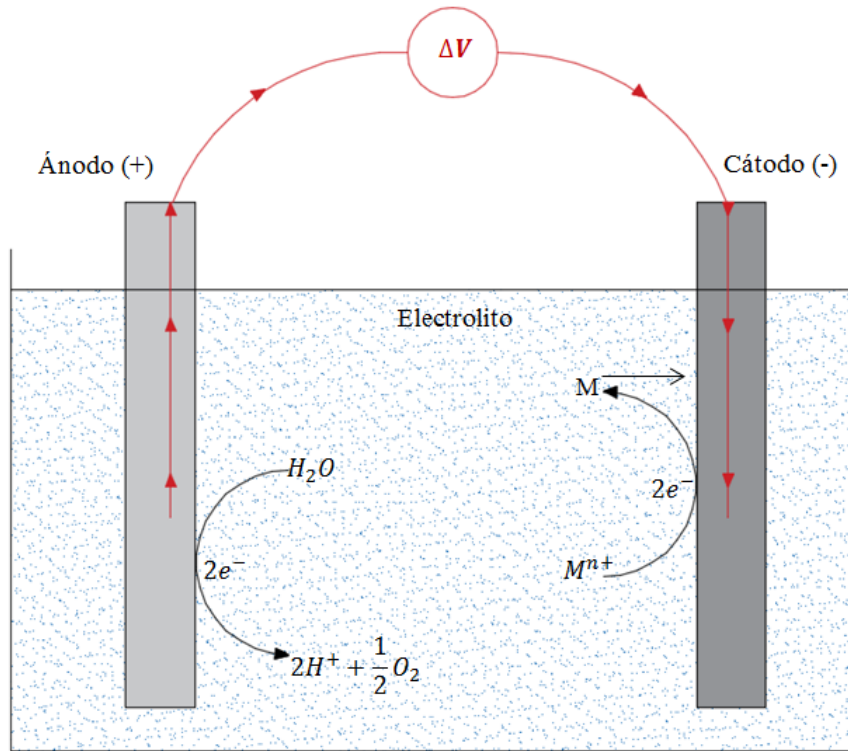
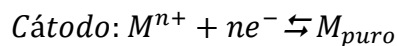
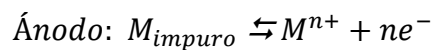


Figura 5.45 Esquema del proceso de electroobtención. Adaptado de Free (2013).

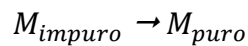
La velocidad de electroobtención depende del potencial aplicado y la cinética de reacción electroquímica asociada. Se necesita una sobretensión significativa " $\eta$ " para permitir que la descomposición del agua ocurra a una velocidad razonable.

#### 5.6.4.2 ELECTROREFINACIÓN

La electrorefinación es utilizada para la purificación de un metal mediante la disolución electrolítica simultánea de un metal impuro y la electroobtención de dicho metal a una pureza alta. Las reacciones de la celda son:



De este modo la oxidación anódica libera energía mientras que la reacción del cátodo consume poca energía. En general en la electrorefinación se tiene:



El cambio de energía libre estándar ( $\Delta G^{\circ}$ ) para el proceso está dado por:

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln \frac{a_{\text{puro}}}{a_{\text{impuro}}} \quad (6.54)$$

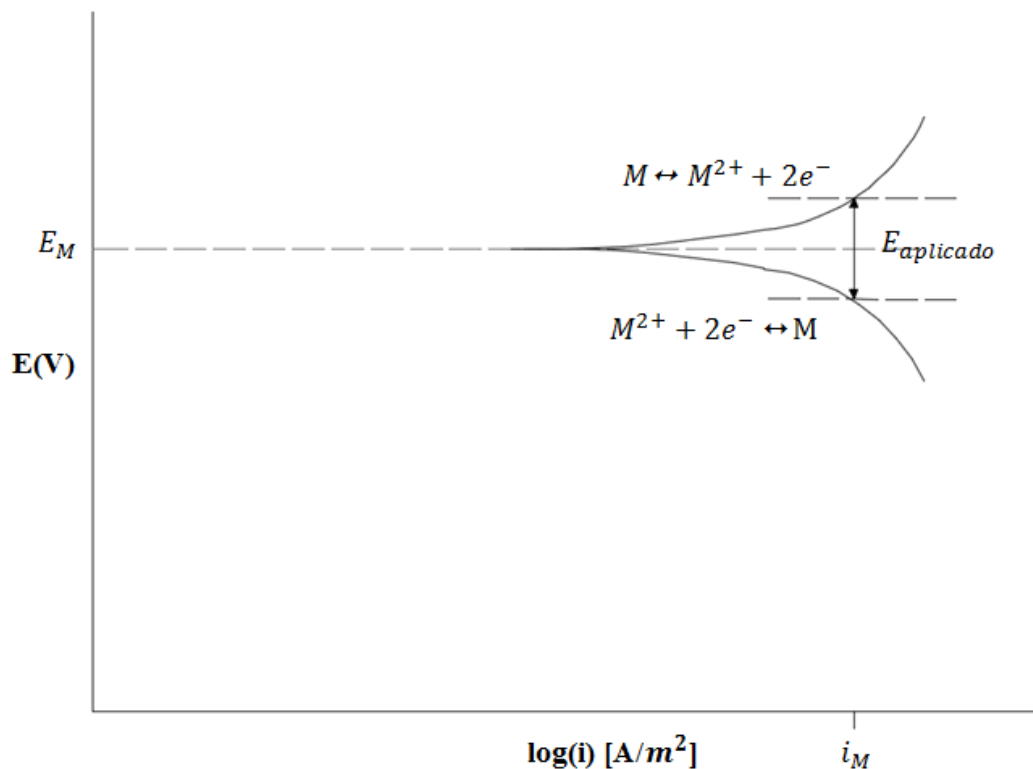
$$\Delta G^{\circ} = -nFE^0 \quad (6.55)$$

Donde:

$$E^0 = \frac{RT}{ZF} \ln \frac{a_{puro}}{a_{impuro}} \quad (6.56)$$

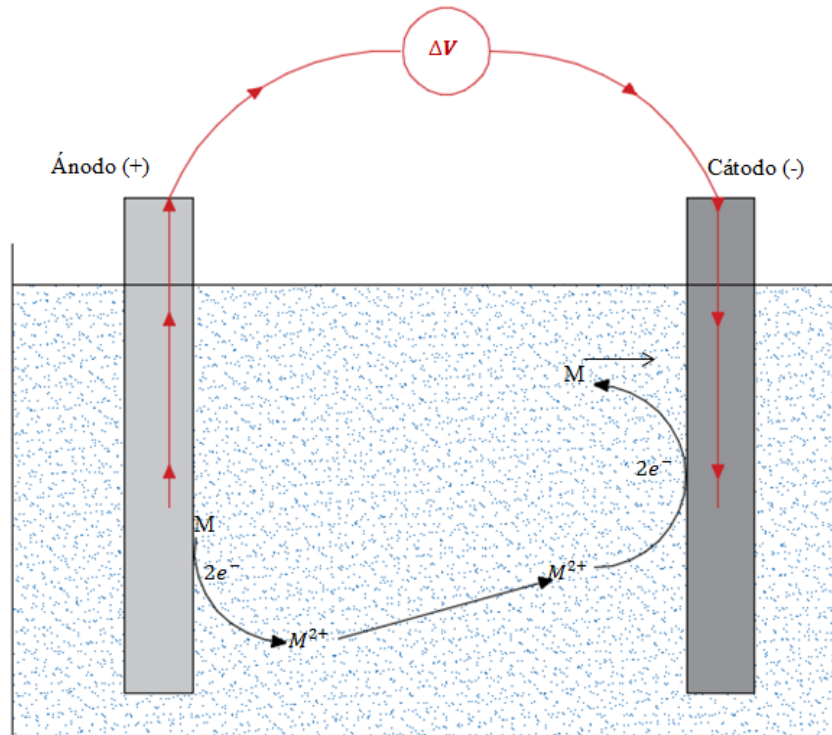
Moats y Free (2019) mencionan que la electrorefinación es utilizada para cumplir con las especificaciones de pureza del metal para su comercialización como puede ser el caso del cobre, oro, plomo, níquel y plata. La electroobtención y electrorefinación se basan en los principios de la electroquímica, la diferencia más importante es que en la electrorefinación:

1. El ánodo está hecho de metal impuro que se disuelve en un baño electrolítico y los cationes del metal se depositan selectivamente en el cátodo que es una lámina madre del metal puro. Las condiciones de operación aseguran una deposición selectiva. Todos los componentes del ánodo permaneces en la solución y forman parte del lodo electrolítico que puede ser desechado o tratado para recuperar metales residuales con un valor económico.
2. La electrorefinación consume menos energía que la electroobtención. La diferencia de potencial entre las dos reacciones de media celda es casi cero en el electrorefinado, ver Figura 5.46. En consecuencia, se necesita poca energía para superar las diferencias en los potenciales de media celda en la EW. Además se elimina el sobre potencial de hidrólisis de agua que es relativamente grande para impulsar la oxidación del agua. Los sobres potenciales de disolución y galvanoplastia del metal son pequeños. Considerando estos factores en la electrorefinación de cobre se tiene una disminución de 5 a 10 veces el requerimiento de energía que la electroobtención. El voltaje aplicado está entre 0.2 y 0.35 V, en la Figura 5.47 se representa el esquema general de la electrorefinación.



**Figura 5.46** Relación del potencial y densidad de corriente para una celda de electrorefinación. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).





**Figura 5.47** Esquema del proceso de electrorefinación. Adaptado de Free (2013).

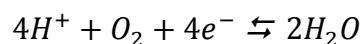
### 5.6.4.3 FUNDAMENTOS DE LA ELECTROOBTENCIÓN Y ELECTROREFINACIÓN

La base de estos procesos son la electroquímica que es el estudio de la relación entre la electricidad y comportamiento químico puede dividirse en dos áreas: (1) iones en solución y conductividad iónica; y (2) producción de electricidad por una reacción electroquímica y su proceso inverso, la producción de una reacción química por una fuerza eléctrica aplicada comúnmente llamada reacción electrolítica o electrolisis.

Las reacciones electroquímicas causan la transferencia de electrones. La fuerza impulsora electroquímica es una diferencia de potencial que da como resultado un flujo de electrones. La ecuación de Nernst ayuda a determinar el potencial de semi celda electroquímica de equilibrio si hay un cambio en el potencial el sistema químico ya no se encontrará en equilibrio y las actividades de las especies reducidas y oxidadas también cambiarán. Esta fuerza impulsora se llama sobre potencial donde:

$$\eta = E - E_{eq} \quad (5.57)$$

Además de determinar el alcance de una reacción, el sobre potencial dicta la velocidad a la que produce la reacción. Cuando el potencial de un proceso acuoso es mayor que el potencial de equilibrio para el agua, el ambiente oxidante resultante provoca la electrólisis del agua o la división electroquímica en iones de hidrógeno y gas oxígeno.



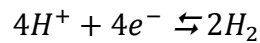
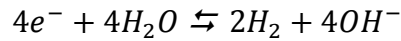
Donde:

$$E_{eq} = \frac{-\Delta G^\circ}{nF} - \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_{H_2O}^2}{a_{H^+}^4 a_{O_2}} = 1.229 - 0.0148 \log \frac{1^2}{a_{H^+}^4 (1)} \quad (5.58)$$

Por lo tanto:

$$E_{eq(H_2O/O_2)} = 1.229 - 0.0591 \text{ pH}$$

Superior a este límite de potencial para sistemas acuosos indica que el agua comenzara a descomponerse. El agua también puede descomponerse en gas hidrógeno e iones hidróxido. El equilibrio correspondiente para las reacciones:



Está en función del pH:

$$E_{eq(H_2O/O_2)} = 0 - 0.0591 \text{ pH}$$

Estas reacciones se pueden utilizar con las de otras especies como iones metálicos, metales, sulfuros metálicos y óxidos metálicos para establecer las fases estables. Estos diagramas se utilizan para identificar las condiciones potenciales y del pH necesarias para la extracción de metales y la electroobtención. Por ejemplo, en la Figura 5.48 se muestra el diagrama de estabilidad para el níquel. El diagrama de estabilidad de fases para el níquel muestra que se necesita un alto potencial para estabilizar los iones de níquel disueltos como iones  $Ni^{2+}$  en un electrolito. También muestra que el electrolito tiene una estabilidad en un rango ácido. Además, si el pH se acerca al rango neutro cercano a un pH 7 el níquel precipitará del electrolito. EL diagrama también indica que el potencial debe estar por debajo de -0.25 V cuando el pH es 0 para permitir que el metal se desprenda de la solución (Moats y Free, 2019).

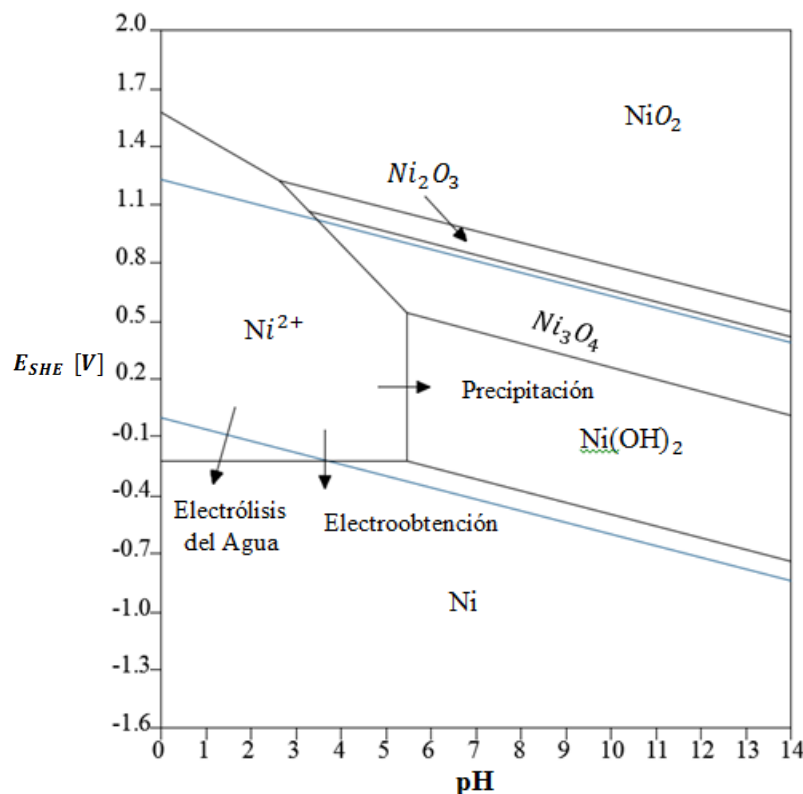
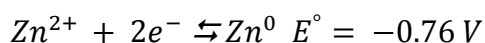
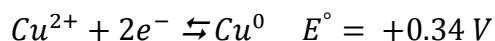


Figura 5.48 Diagrama de Pourbaix para el sistema Ni -H<sub>2</sub>O. Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

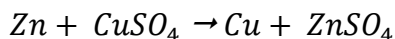
Es importante destacar que la producción de níquel ocurre por debajo de la línea de estabilidad del agua asociada con la producción de gas hidrógeno cuando el pH está por debajo de 4. En consecuencia, se produce gas hidrógeno en el cátodo durante la producción de níquel.

En el [Apéndice D - II](#) se muestra los potenciales electroquímicos estándar. Los potenciales se calculan con la ecuación de Nernst que utiliza el potencial estándar y ajusta el potencial basándose en las actividades de las especies. Los potenciales de aluminio, magnesio, sodio y litio están por debajo de la reducción de iones hidrógeno a hidrógeno gaseoso que ejemplifica que esta reacción es más rápida que la del metal indicado que la reducción del metal es ineficiente.

**Electrólisis.** Los metales se pueden extraer de las soluciones acuosas por electrólisis o se puede refinar electrolíticamente para eliminar impurezas. Los principios de estos procesos se basan en consideración de la celda galvánica. El ejemplo más común son los electrodos metálicos de cobre y zinc, ambos sumergidos en un electrolito formado por una solución de ácido sulfúrico. El zinc y el cobre son solubles en ácido la reacción de media celda se expresa como:



Si ambos metales están conectados por un circuito eléctrico externo, los electrones se transfieren del zinc al cobre porque el zinc es más electronegativo en comparación con el cobre. La transferencia de electrones del zinc hace que este se disuelva y el zinc abandone el electrodo en forma de iones  $Zn^{2+}$  y se transfiera a la solución. Los electrones que llegan al electrodo de cobre se descargan por transformación de los iones  $Cu^{2+}$  en átomos de  $Cu^0$  que se depositan en el electrodo de cobre. La reacción de la celda es:



En este proceso el electrodo de zinc recibe una carga negativa y se convierte en un ánodo, mientras que el cobre es un cátodo. Por lo tanto, la corriente fluye del cátodo al ánodo si el electrolito contiene iones o ambos metales y los electrones están conectados a través de un puente externo, el voltaje máximo que se genera en la celda está dado por la suma de potenciales de los electrodos:

$$E = E_{Cu}^0 - E_{Zn}^0 = +0.34 - (-0.76) = + 1.10V$$

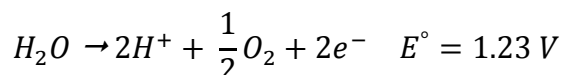
Si se introduce un potencial de voltaje superior a 1.10 V entre los electrodos, entonces el electrodo de cobre es más negativo que el zinc y teóricamente la reacción puede ser reversible, es decir que el zinc precipite sobre el cátodo. Sin embargo, en la práctica, la reacción que tiene lugar en la dirección inversa requiere una diferencia de potencial mayor.

### **Electrólisis en soluciones acuosas.**

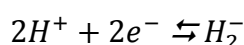
Los metales producidos electrolíticamente se extraen en la mayoría de los casos de una solución ácida. El cobre metálico, por ejemplo se produce a partir de una solución de lixiviación de sulfato mediante una precipitación electrolítica del metal sobre un electrodo inerte a partir de láminas de plomo y ánodos de cobre. Durante este proceso, el ánodo es soluble y el electrolito se enriquece con los iones del metal del ánodo en la precipitación del

cobre en el cátodo. En este caso el ánodo es un metal inerte al proceso para evitar que se disuelva en el electrolito.

Si el ánodo no se disuelve los electrones utilizados para la precipitación del cobre deben obtenerse de otra reacción anódica. Pueden sustituirse por la electrólisis del agua:



Esta reacción está acompañada de la liberación de oxígeno en el ánodo. Los iones  $H^+$  están enlazados con los aniones  $SO_4^{2-}$  que se difunden a través del electrolito hacia el ánodo y regeneran el ácido para que la solución se recicle después de recuperar el metal. Sin embargo, la presencia de iones  $H^+$  en la solución permite una reacción catódica adicional con la liberación de hidrógeno gaseoso en el cátodo:



La liberación de hidrógeno disminuye la recuperación del metal porque aumenta la electroobtención de elementos más electronegativos. En la precipitación del cobre, el potencial del electrodo estándar es más positivo para la media celda de cobre para la liberación de hidrógeno gaseoso y el cobre se precipita preferentemente de la solución de  $CuSO_4$ . La cantidad de hidrógeno generado aumenta la electroobtención de elementos como el zinc y el cromo.

Ambas reacciones incluyen el cambio de la concentración del ion  $H^+$  y esto muestra que los potenciales de los electrodos dependen del pH de la solución. Si la actividad del agua es la unidad y la presión parcial del oxígeno es 0.1 MPa el potencial de equilibrio se define como una función del pH por la ecuación de Nernst:

$$E = 1.23 - \frac{RT}{2F} \ln a_{H^+}^2 = 1.23 - 0.0591 pH \quad (5.59)$$

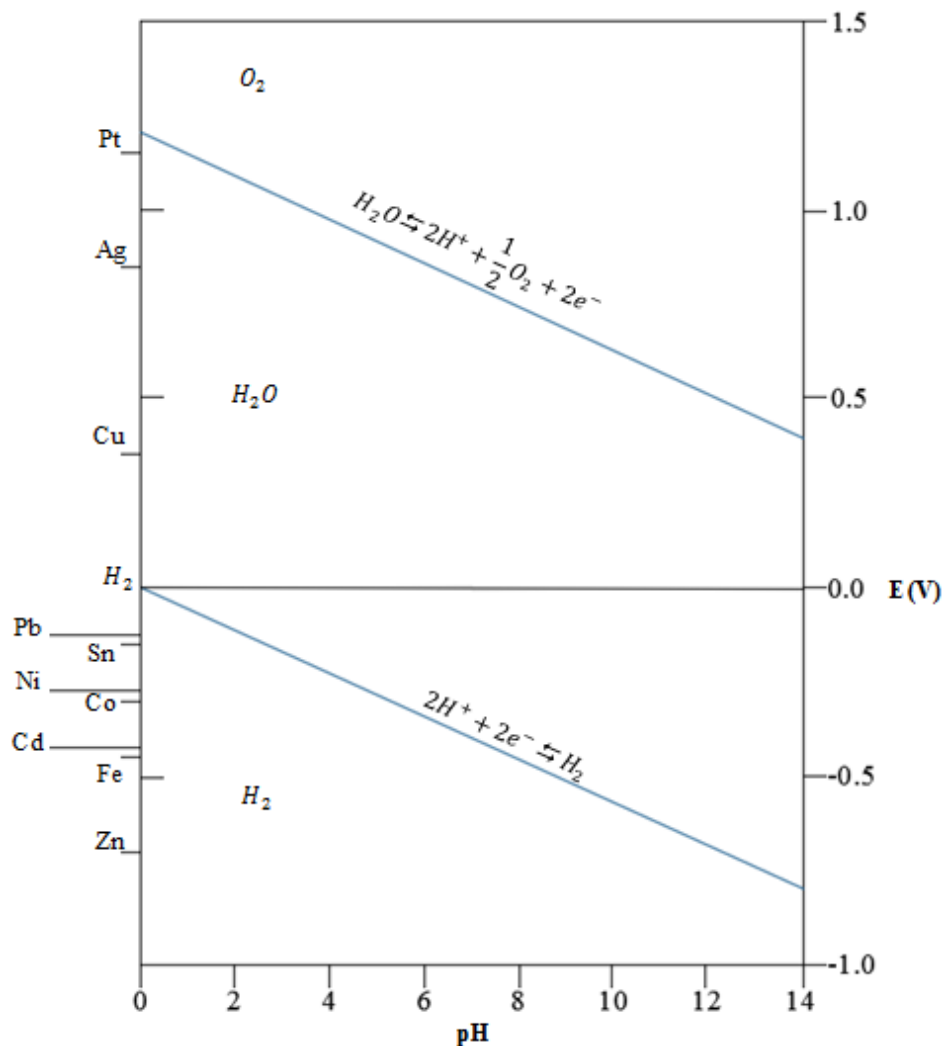
Donde:

$$E = 0 - 0.0591 pH \quad (5.60)$$

Estas relaciones (5.59) y (5.60) se describen en un diagrama de potencial – pH, la posición de estas líneas se desplaza con un cambio de la presión parcial de hidrógeno o el cambio de la actividad de los componentes que participan en esta reacción.

El equilibrio entre el metal y sus iones en la solución no depende del pH de la solución, lo que significa que la interface  $M \rightarrow M^{n+}$  está representada por una línea horizontal. Esto muestra que el voltaje de equilibrio que debe excederse para recuperar el metal en el cátodo y liberar oxígeno gaseoso en el ánodo, disminuye al aumentar el pH de la solución. Sin embargo, existe un límite hasta donde el pH puede aumentar la posibilidad de la formación de un óxido, hidróxido o alguna sal a recuperar de acuerdo a la estabilidad de las especies.

Dependiendo de las posiciones relativas de las curvas de polarización del metal y el hidrógeno puede ocurrir una producción de hidrógeno sin la precipitación del metal o la precipitación del metal sin la generación de hidrógeno (ver, Figura 5.49).



**Figura 5.49** Estabilidad del agua en función del potencial y pH de la solución. Adaptado de Havlík (2008).

En los metales menos nobles, por ejemplo el níquel se produce hidrógeno. El sobre potencial catódica inicial del hidrógeno sobre el níquel es del mismo orden de magnitud que el potencial de electrodo estándar del níquel (-0.25 V). Al aumentar el pH a media que disminuye el potencial del electrodo de hidrógeno, la curva de polarización del hidrógeno cambia a un potencial más negativo y se puede disminuir la producción de hidrógeno.

La concentración y actividad de los iones metálicos en la solución disminuye al aumentar la cantidad del precipitado en el cátodo. Esto hace que el voltaje de equilibrio debe excederse para tenga lugar la reacción. Por ejemplo, el potencial de electrodo para una solución con una concentración 1 M de  $Cu^{2+}$  es + 0.34, si la actividad de los iones de cobre disminuye a 0.1 el potencial cambia a +0.28 V. En la práctica se realiza una recirculación del electrolito antes de que todos los iones precipiten.

El voltaje requerido para la reacción de precipitación difiere del potencial de equilibrio correspondiente a la ecuación de Nernst. El voltaje real debe ser mayor para superar la resistencia del sistema.

**Ley de Ohm.** Los electrolitos como conductores obedecen la ley de Ohm excepto en condiciones extremas como las que involucran altos voltajes o corrientes alternas de alta frecuencia. La conductividad de un electrolito se calcula a partir de mediciones de su resistencia:

$$I = \frac{V}{R} \quad (5.61)$$

La resistencia del electrólito se calcula como:

$$R = \frac{1}{k} \frac{d}{A} \quad (5.62)$$

Donde:

*k*: Conductividad específica del electrolito.

*d*: Distancia de separación entre los electrodos.

*A*: Área de la sección transversa de los electrodos.

La conductividad del electrolito depende de la suma de los iones disponibles y sus cargas asociadas, así como de la movilidad de estos iones en la solución.

La resistencia en una celda de electroobtención es inversamente proporcional con la conductividad. Para tener una resistencia baja, la conductividad de la solución debe ser alta. En consecuencia es deseable sales y ácidos con altos grados de ionización y movilidad. El ácido sulfúrico es un ácido común en las soluciones de electrolitos. Los ácidos fuertes son deseables desde la perspectiva de movilidad porque los iones  $H^+$  se mueven más que la mayoría de los iones.

**Ley de Faraday.** Los experimentos electroquímicos se realizan en celdas de electrolisis que consta de dos electrodos en contacto con un electrolito. Los electrodos son conductores que se pueden conectar a una fuente de voltaje para alimentar una corriente eléctrica a través del electrolito. El número de moléculas reactivas involucradas en una reacción de electrodo está relacionado estequiométricamente con el número de carga (electrones) que fluyen en el circuito. En este argumento se formularon las leyes de Faraday:

- Primera ley de Faraday. En la electrolisis, las cantidades de sustancias involucradas en el cambio químico son proporcionales a la cantidad de electricidad que pasa a través del electrolito.
- Segunda ley de Faraday. Las masas de diferentes sustancias liberadas o disueltas por una determinada cantidad de electricidad son proporcionales a sus equivalentes químicos.

De acuerdo con la Ley de Faraday se necesitan 96,484 culombios para producir 1 gramo equivalente de metal. En honor a este descubrimiento la cantidad de carga que corresponde a la conversión de un equivalente químico de sustancia se ha denominado constante de Faraday. Se requiere  $nF/v_j$  para convertir 1 mol de una sustancia "*j*". Cuando se ha consumido una cantidad de carga "*Q*" en el electrodo.

Faraday descubrió que el cambio químico resultante de la corriente es proporcional a la cantidad de electricidad que ha pasado a través de la celda y que la masa de una sustancia química producida en los electrodos está en relación con su equivalente químico:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{1}{F}(I) \quad (5.63)$$

Donde  $m$  es el número de equivalentes químicos,  $t$  es el tiempo,  $F$  es la constante de Faraday e  $I$  la corriente ( $C.s^{-1}$ ). El valor de la constante es 96,485 C/equivalente mol, correspondiente a la carga de 1 mol de electrones. En la electroobtención, la masa " $m$ " de metal depositada sobre un electrodo es proporcional a la cantidad total de corriente eléctrica suministrada:

$$m = \frac{M(I)(t)}{F(z)} (r) \quad (5.64)$$

Donde " $m$ " está en gramos,  $M$  es la masa atómica del elemento que se deposita en el cátodo,  $z$  es la valencia del ion involucrado,  $I$  es la corriente en amperios,  $t$  es el tiempo de operación en segundo y  $r$  es la eficiencia del proceso. Solo una fracción  $r$  de la corriente se utiliza para el depósito deseado. Una fracción es consumida por las reacciones de algunos otros metales. Industrialmente se busca maximizar " $r$ " empleando un electrolito puro.

Las electrólisis industriales operan bajo un control de la corriente. Esto se debe a que técnicamente es más fácil controlar la corriente que el potencial. Por lo tanto, la corriente que fluye a través de la celda impone la producción por unidad de tiempo de acuerdo con la Ley de Faraday.

En las naves industriales, la corriente es cada vez más alta. Esto se logra aumentando el tamaño de los electrodos o número de celdas elementales en un tanque de celdas. El voltaje es " $U$ ", la corriente es  $NI$  para un tanque de celdas con  $N$  cátodos monopolares en paralelo, las densidades de corriente " $i$ " son 100 – 1,000  $A/m^2$  para electrodos de la misma superficie " $S$ ":

$$I = i(S) \quad (5.65)$$

Para que dicha corriente fluya a través del electrolito, se debe aplicar un voltaje " $V$ " en los terminales de la celda:

$$V = E + (R)(I) \quad (5.66)$$

Donde  $R$  representa la resistencia óhmica de los conductores, electrodos y el baño electrolítico y  $E$  es la fuerza electromotriz (FEM) necesaria para asegurar las densidades de corriente anódica y catódica:

$$i = f(E) \quad (5.67)$$

Dado que la cantidad total de sustancias que se convierte es proporcional a la cantidad de carga. La velocidad de reacción " $u_j$ " específica es la cantidad de sustancia " $j$ " convertida en unidad de tiempo por unidad de superficie del electrodo que es proporcional a la densidad de corriente:

$$u_j = v_j \left( \frac{i}{nF} \right) \quad (5.68)$$

La distancia entre electrodos, conductividad del medio y composición del electrolito, se fijan para minimizar la resistencia del baño electrolítico.

El electrolito contiene al menos dos tipos de iones con carga opuesta. En los líquidos, todos los iones son móviles y contribuyen a la conductividad. Sus movilidades son diferentes y, por lo tanto, sus contribuciones individuales a la conductividad pueden variar. En los electrolitos sólidos a menudo solo uno de los iones es móvil. El número de transferencia " $t_i$ ", caracteriza la contribución de cada ion a la corriente en un electrolito. Por lo tanto, el conocimiento de " $t_i$ " para todos los componentes de " $i$ " es importante para comprender los procesos electrolíticos.

El diseño de las celdas implica un compromiso entre producir grandes cantidades de cátodos de alta calidad con un mínimo aporte de energía, alta productividad y condiciones laborales seguras.

El número de celdas necesarias se puede calcular utilizando la Ley de Faraday. Por ejemplo, una planta de electroobtención de cobre con una capacidad de diseño de 50,000 toneladas métricas por año que utiliza un rectificador de 40,00 A necesitaría 138 celdas. Esto, se calcula primero usando la ley de Faraday donde  $I = 40,000$  A,  $t = 1$  año (31, 536,000 segundos);  $M = 63.546$  g/mol de cobre,  $n = 2$  porque el cobre en solución de sulfato se encuentra en estado divalente:

$$m = \frac{I(t)(M)}{z(F)} = \frac{40,000(365)(24)(3,600)(63.546)}{2(96,485)} \left( \frac{1 \text{ tonelada}}{1 \times 10^6 \text{ gramos}} \right)$$

$$m = 415.4 \frac{t}{\text{celda x año}}$$

La ley de Faraday calcula el máximo teórico. Es necesario incorporar la eficiencia de la corriente y la eficiencia del tiempo. Para el ejemplo se utiliza una eficiencia de corriente de 92 % y una eficiencia de tiempo de 95 %. Por lo tanto, se espera que cada celda produzca aproximadamente:

$$415.4 \frac{t}{\text{celda x año}} (0.92)(0.95) = 363.1 \frac{t}{\text{celda x año}}$$

Luego se calcula el número de celdas necesarias dividiendo la capacidad de diseño por la razón de producción de cada celda.

$$\frac{50,000 \frac{t}{\text{celda x año}}}{363.1 \frac{t}{\text{celda x año}}} = 137.7 \text{ celdas}$$

Por lo tanto, el número de celdas necesarias es 138.

Otra aplicación de la Ley de Faraday es el cálculo de masa depositada en un cátodo. Por ejemplo, considerando una densidad de corriente de  $0.80 \text{ A/m}^2$ , un tiempo de 10 horas, cátodos de  $1.15 \times 1.35$  metros, electrolito de cobre, una eficiencia de la operación de 92 % por fines prácticos. Primero se calcula la corriente:



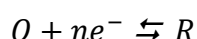
$$\text{Área de los cátodo: } (1)(1.15)(1.35) = 1.5525 \text{ m}^2$$

$$I = (0.80 \text{ A/m}^2)(1.5525 \text{ m}^2) = 1.242 \text{ A}$$

La masa deposita en el cátodo es:

$$m = \frac{I(t)(M)}{z(F)} = \frac{1.242(10)(3,600)(63.546)}{2(96,485)} = 14.724 \text{ gramos}$$

**Potencial de equilibrio.** El trabajo de Faraday estableció la relación entre la corriente generada durante la electrólisis y la cantidad de especies generadas, dependencia del potencial de celda y concentración de las especies que permaneció teórica hasta que esta problemática fue abordada por la termodinámica. Consideremos la siguiente reacción de reducción:



Donde "O" es el estado oxidado que acepta "n" número de electrones y "R" es el estado de reducción. La relación entre la concentración de especies oxidadas, la concentración de especies reducidas y la energía libres es:

$$\Delta G = \Delta G^\circ + RT \ln \frac{[R]}{[O]} \quad (5.69)$$

El aspecto crítico de esta ecuación es que la proporción de especies reducidas a oxidadas se puede relacionar con el cambio de energía libre de Gibbs del cual se puede derivar el potencial:

$$\Delta G = -nFE \quad (5.70)$$

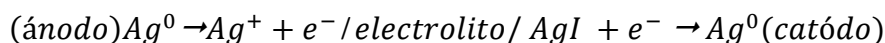
Donde "E" es el potencial máximo entre dos electrodos, también conocido como potencial del circuito abierto o potencial de equilibrio que está presente cuando no fluye corriente a través de la celda. Si el reactivo y producto tienen una actividad unitaria y "E" es para la reacción y el producto una actividad unitaria, E para la reacción en la dirección de reducción, se puede escribir como:

$$\Delta G^\circ = -nFE^\circ \quad (5.71)$$

El potencial se conoce como potencial de electrodo estándar o potencial estándar y se relaciona con el cambio de energía libre de Gibbs estándar. La expresión matemática que describe la relación entre el potencial y la concentración para una reacción en una celda se conoce como ecuación de Nernst:

$$E_{O/R} = E^\circ_{O/R} + \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_O}{a_R} \quad (5.72)$$

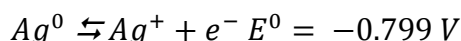
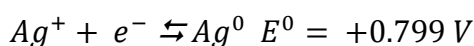
Además del uso del potencial estándar, los potenciales de reacción también se pueden informar con la convención de fuerza electromotriz (FEM). La fem se adoptó para el cálculo de los potenciales de celda a partir de la combinación de dos semireacciones. Para una reacción de reducción, el potencial estándar y la fem tienen el mismo valor, mientras que para la misma reacción escrita en dirección de oxidación sus signos son opuestos. Usando el siguiente ejemplo, una celda de yoduro de plata se considera:



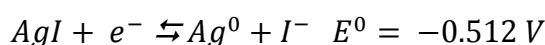
El cálculo de potencial de celda para FEM requiere de los valores para cada semireacción, mientras que el mismo cálculo de potencial de celda usando potenciales estándar requiere el uso de la siguiente ecuación:

$$E_{\text{Celda}}^0 = E_{\text{Catódo}}^0 - E_{\text{Ánodo}}^0 \quad (5.73)$$

La semireacción del ánodo se puede escribir como una reducción o como una oxidación:



El potencial estándar de la reacción de oxidación anódica es de -0.799 V y el potencial estándar de la reacción de reducción catódica es:



La convención de FEM, involucra la reacción anódica (oxidación) y por lo tanto, el signo del potencial estándar debe invertirse para la FEM. Pero la reacción catódica, la reacción es una reducción y por lo tanto la FEM es la misma que el potencial estándar. La FEM de la celda:

$$E_{\text{celda}} = E_{\text{catódo}} + E_{\text{anódo}} = -0.152 \text{ V} + (-0.799 \text{ V}) = -0.951 \text{ V} \quad (5.74)$$

El mismo cálculo para la convención de potencial estándar es:

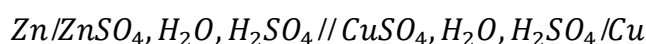
$$E_{\text{celda}}^0 = E_{\text{catódo}}^0 - E_{\text{Anodo}}^0 = -0.152 \text{ V} - 0.799 \text{ V} = -0.951 \text{ V} \quad (5.75)$$

El resultado es el mismo independientemente de la convención utilizada. También podemos calcular el cambio de energía libre estándar para la reacción neta usando:

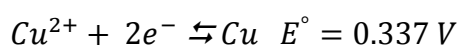
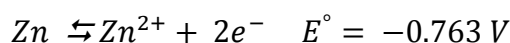
$$\Delta G^0 = -(1)F(-0.951 \text{ V}) = +91.76 \text{ kJ mol}^{-1} \quad (5.76)$$

Estos resultados indican que esta reacción no es espontánea, por lo tanto requiere un aporte de energía para que se lleve a cabo dicha reacción. Cada reacción de media celda tiene un potencial estándar específico tomando como base el potencial de la reacción de reducción frente al electrodo de hidrógeno.

Los signos de dos electrodos conectados a una celda se pueden determinar utilizando los valores de los potenciales de electrodo estándar. Solo si están cerca uno del otro, se debe usar la ecuación de Nernst para determinar la polaridad de estos. El equilibrio potencial de un sistema de una celda Cu - Zn es:



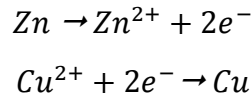
La diferencia de potencial de equilibrio para la celda Cu - Zn, las posibles reacciones en los electrodos son:



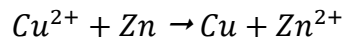
La diferencia de potencial de equilibrio está dada por:

$$E = \left( E_{Cu^{2+}/Cu}^{\circ} + \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_{Cu^{2+}}}{a_{Cu}} \right) - \left( E_{Zn^{2+}/Zn}^{\circ} + \frac{RT}{nF} \ln \frac{a_{Zn^{2+}}}{a_{Zn}} \right) \quad (5.77)$$

Si los electrodos están conectados por un puente, la reacción en los electrodos es:



La reacción general es:



La oxidación tiene lugar en el electrodo negativo convirtiéndolo en un sumidero de electrones y la reducción ocurre en el electrodo positivo, convirtiéndolo en una fuente de electrones. La reacción general va de izquierda a derecha hasta que los potenciales de los electrodos se igualen, lo que corresponde al voltaje cero ( $E = 0$ ) de la celda y la actividad en equilibrio de iones zinc y cobre es:

$$E_{Cu^{2+}/Cu}^{\circ} - E_{Zn^{2+}/Zn}^{\circ} = \frac{RT}{2F} \ln K^{\circ} \quad (5.78)$$

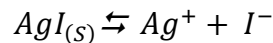
Donde:

$$K^{\circ} = \frac{a_{Zn^{2+}}}{a_{Cu^{2+}}} \quad (5.79)$$

Representa la constante de equilibrio para la reacción. El valor de  $K^{\circ} \sim 10^{37}$  significa que los iones  $Cu^{2+}$  se pueden eliminar completamente del electrolítico. El cambio de energía libre se puede relacionar con la constante de equilibrio, suponiendo que la unidad de la actividad de los electrones:

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K \quad (5.80)$$

Se puede usar una sola medición experimental, como  $E^{\circ}$  para calcular directamente la constante de equilibrio. Por ejemplo, una celda que consta de un electrodo de plata y un electrodo de plata recubierto con yoduro de plata sólido se puede utilizar para determinar el producto de solubilidad ( $K_{sp}$ ) del yoduro de plata. Para la reacción química neta de la celda:



Dado que  $AgI$  es un sólido,  $K$  se convierte en  $K_{sp}$ . Dado que el potencial de la celda es 0.951 V que es una reacción de un electrón:

$$\Delta G^{\circ} = -(1)F(-0.951V) = 0.951 V (F) \quad (5.81)$$

El valor obtenido para el cambio en la energía libre se puede sustituir en la ecuación 5.80 y se puede calcular  $K_{sp}$  para 25°C es:

$$K_{sp} = e^{-(0.951)F/RT} = 8.3 \times 10^{-17} \quad (5.82)$$

**Corriente límite de transferencia de masa.** De acuerdo con la ley de Faraday, si  $m$  es el peso en gramos de una sustancia depositada o disuelto en un electrodo por  $Q$  coulombios de electricidad.

De acuerdo con la primera ley:  $m \propto Q$

Cuando " $E$ " permanece sin cambios de acuerdo con la segunda ley:  $m \propto E$  y cuando " $Q$ " permanece sin cambios se tiene:

$$m = k (I)(t) \quad (5.83)$$

Donde  $k$  es una constante de proporcionalidad. Cuando  $Q = k$ , entonces  $m = E$ ,  $k$  representa una cantidad definida de electricidad que se requiere para depositar 1 gramo equivalente de cualquier sustancia en electrólisis. Con el valor de la constante de Faraday, la primera ley se puede expresar como:

$$k = \frac{M(A)}{F(Z)} \quad (5.84)$$

$$m = \frac{M(W)(t)}{F(z)} \quad (5.85)$$

Donde " $m$ " es la masa en gramos descargada de átomos de una masa atómica " $M$ ", por el paso de una corriente  $W = I(A)$  en un tiempo, " $t$ " es el tiempo en segundo. La corriente limitada de transferencia de masa es:

$$i_l = n(F)(A)(m)(C) \quad (5.86)$$

Donde  $C$  es la concentración de la especie electroquímicamente activa que se deposita en uno de los electrodos. Si todo el analito se convierte, entonces  $C$  es igual a la concentración global del analito. Con la ecuación 5.86 se puede calcular el valor del corriente límite de transferencia de masa.

**Consumo de energía eléctrica.** La potencia eléctrica consumida es:

$$P = V(I) = (E)I + (R)I^2 \quad (5.87)$$

La energía consumida  $W$  para producir una tonelada de metal se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$W(\text{Joule/tonelada de metal}) = \frac{96,484 \times 10^6 (V)}{r(M/z)} \quad (5.88)$$

$$W(\text{KWh/tonelada de metal}) = \frac{96,484(V)}{3.6(r)(M/z)} \quad (5.89)$$

$$W(\text{KWh/ kilograma de metal}) = \frac{E(z)(26,800)}{M\left(\frac{r}{100}\right)} \quad (5.90)$$

Donde  $E$  es la caída de voltaje en la celda.

La electrolisis de sales de metales como Cu, Zn, Ni consume alrededor de 2,000 – 4,000 kWh/ tonelada de metal. Para una producción deseada, establecida por la corriente que fluye a través de una celda, la energía consumida debe minimizarse y depende de los parámetros de operación como la naturaleza de los electrodos, distancia entre electrodos, composición del electrolito y sobrepotencial anódica y catiónica (Moore et al., 1981).

**Eficiencia energética de la celda.** La eficiencia energética se expresa como la potencia (W) requerida para producir 1 kg de producto y tiene las unidades de kWh/kg. La refinación de cobre tiene una eficiencia energética es aproximada de 0.2 kWh/kg mientras que para la refinación de aluminio es 20 kWh/kg de esta manera se utiliza menor energía para refinar 1 kg de cobre que 1 kg de aluminio, la eficiencia energética puede calcularse como:

$$\text{eficiencia energética (\%)} = \text{eficiencia del proceso (\%)} \left( \frac{\text{voltaje teórico de celda}}{\text{voltaje aplicado}} \right)$$

Si el voltaje aplicado puede mantenerse constante y la eficiencia de la corriente aumentara, la eficiencia energética medida como porcentaje aumenta; es decir se usa más corriente de manera útil disminuyendo el potencial total necesario. La entrada de energía puede reducirse mediante una disminución del voltaje aplicado, pero hay un voltaje mínimo por debajo del cual la electrolisis no avanza a una velocidad significativa.

La energía no solo se consume por la electrólisis, sino también por el calor necesario para mantener el electrolito en la solución. La variable más importante en la electrólisis es la corriente de entrada y determina la salida de la celda como lo implica la ley de Faraday.

La ecuación 5.85 para determinar la masa máxima teórica de sustancia que puede ser descargada por una corriente en un tiempo dado. La eficiencia se calcula basándose en una comparación del peso del metal depositado dividido por el peso del material que debería depositarse teóricamente sobre la base de la Ley de Faraday. Este parámetro se define como:

$$\text{eficiencia del proceso (r)} = \frac{\text{descarga en la práctica}}{\text{descarga teorica}} \quad (100)$$

Es decir:

$$r = \frac{m_{dep}(n)(F)}{I(t)(M)} \quad (5.91)$$

Donde  $m_{dep}$  es la masa depositada en la operación en un determinado tiempo en gramos.

**Características de las celdas.** Se consideran varios factores en el diseño de una celda electrolítica, esto incluye:

1. Las características del producto deseado, materiales de partida y nivel de producción a alcanzar.
2. La densidad de corriente, eficiencia de la corriente, recuperación permisible y temperatura de la electrólisis.
3. La compatibilidad del material del recipiente con el electrolito y los electrodos con el electrolito.
4. Características de los productos de los electrodos.

Con un conocimiento del objetivo de producción y de los resultados de los estudios de laboratorio sobre la densidad de corriente esperada y la eficiencia de la corriente, el área mínima del cátodo requerida se puede determinar con la siguiente expresión:

$$A = \frac{m(F)(z)}{(I)(t)(M)}(r) \quad (5.92)$$

Por lo tanto, es necesario considerar la geometría del electrodo para llegar al número de celdas necesarias y también el diseño de celda que se utilizara para igualar la fuente de alimentación disponible en términos de corriente y voltaje. Las celdas pueden ser monopolares o bipolares dependiendo de la forma en que se inserten los electrodos en el circuito.

La inserción monopolar es cuando el electrodo funciona exclusivamente como ánodo o cátodo y en este caso está conectado con uno de los polos de la fuente eléctrica para una celda. En la inserción bipolar, se tiene una serie de electrodos en cada celda que funcionan como ánodo en un lado y como cátodo en el otro lado; además los electrodos terminales están conectados directamente a la fuente eléctrica. Las celdas generalmente se conectan en combinaciones en serie y paralelo de modo que la caída de potencial total corresponde a la fuente de alimentación de la corriente disponible.

Las celdas electrolíticas están construidas con materiales que pueden resistir la acción de los electrolitos y del producto de los electrodos. La celda puede ser del tipo abierto o puede estar parcialmente o totalmente cerrada, dependiendo del requisito de manipulación de los productos de los electrodos.

En su forma más simple, la celda electrolítica consta de una cámara de electrolito y una cámara receptora ubicada encima de ella, con una válvula deslizante entre los dos componentes. La cámara electrolítica contiene el electrolito y tiene una disposición para la inserción del cátodo y ánodo. La cámara receptora está destinada a recibir los electroobtenidos para enfriarlos a temperatura ambiente antes de exponerlos a la atmosfera y un sistema para insertar un nuevo cátodo para continuar la electrólisis. La válvula corredora actúa como una barrera para evitar la exposición del electrolito a la contaminación atmosférica durante el cambio de los electrodos.

El diseño de una celda electrolítica tiene como objetivo un alto rendimiento con un bajo consumo de energía al menor costo posible. El rendimiento de un reactor químico se mide en término del rendimiento espacio – temporal " $Y_t$ " definido como la cantidad volumétrica del metal producido por unidad de tiempo por el volumen del reactor. Esta cantidad se expresa como:

$$Y_t = \frac{\text{Volumen del producto}}{\text{Tiempo de la electrólisis}(\text{Volumen de la celda})}$$

El volumen del metal producido depende de la densidad de corriente, tiempo de electrólisis, área del cátodo. Generalmente " $Y_t$ " se expresa en función de la densidad de corriente:

$$Y_t = Q_E(I)(A_s)(\eta) \quad (5.93)$$

Donde  $A_s$  es el área específica del cátodo,  $I$  densidad de la corriente,  $\eta$  eficiencia de la corriente y  $Q_E$  es la cantidad volumétrica del metal depositado por amperio hora con una eficiencia del 100% ( $\eta = 1$ ) de acuerdo con la Ley de Faraday:

$$Q_E = \frac{3,600(M)}{Z(F)(\rho_m)} \quad (5.94)$$

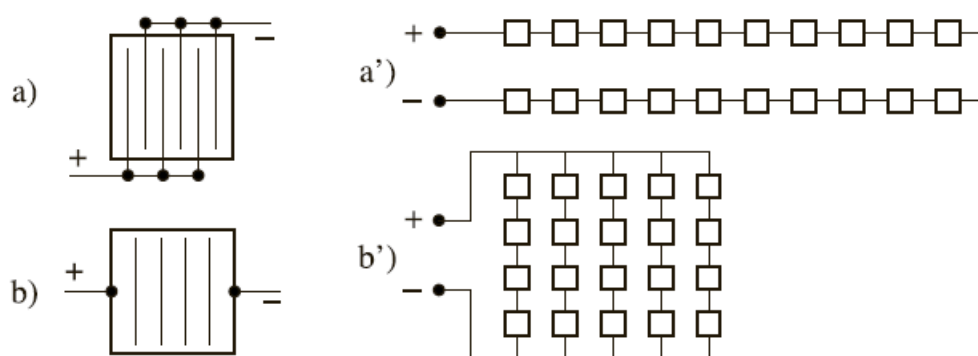
Donde  $\rho_m$  es la densidad del producto en  $kg/m^3$ .

Otro factor importante en la optimización del diseño de la celda es el consumo de energía específica, definida como:

$$e_s = \frac{(I)(A_s)(E_{celda})}{Y_t(\rho_m)} \quad (5.95)$$

**Configuración de las celdas.** Una operación electrolítica industrial puede ser discontinua, continua o semi continua. Si es una operación discontinua, el tanque se llena con una solución electrolítica de una determinada composición que pierde progresivamente los iones del metal a depositar. La operación consiste en dejar que la deposición en el cátodo proceda durante un tiempo determinado luego extraer los cátodos para recuperar el metal depositado retirando del depósito el cátodo. Una operación semi continua, se tiene un flujo continuo del electrolito a través de la celda. La variación de la composición del electrolito entre la entrada y salida se mantiene al mínimo ajustando el caudal del electrolito. La electrólisis procede entonces hasta que el cátodo alcanza el peso deseado. Los cátodos se extraen para recuperar el metal depositado. La electrólisis acuosa de sales de Cu, Ni y Zn operan de esta manera.

La operación continua, como en la electrólisis de alúmina donde el polvo de alúmina se alimenta continuamente y el metal se extrae continuamente. Por otro lado, existe una gran variedad de configuraciones de celdas de electroobtención, estos se dividen en dos categorías principales celdas rectangulares y celdas con electrodos cilíndricos concéntricos. Los electrodos rectangulares se apilan en un tanque formando una celda. Como se mencionó anteriormente se tienen dos tipos principales de celdas: electrodos monopolares y electrodos bipolares (ver Figura 5.50).



**Figura 5. 50** Configuraciones de electrodos Leyendas: **a)** Electrodos monopolares conectados en paralelo en un tanque de celdas y **b)** Electrodos bipolares conectados en serie en una celda, **a')** Una fila de celdas monopolares en series y **b')** celdas paralelas bipolares. Adaptado de Vignes (2011).

**Configuración de una celda monopolar.** Las celdas con electrodos monopolares están hechas de una batería de " $n$ " ánodos colgados verticalmente y " $n - 1$ " cátodos intercalados entre ellos con superficies que van de 1 - 3.5  $m^2$  conectados en paralelo.

Las celdas de tipo electrodo monopolar, operan con una alimentación y descarga continua del electrolito y un circuito de reciclado donde el electrolito agotado se mezcla con el electrolito del proceso de lixiviación. Se extrae alrededor del 50 % al 60 % del ion que se depositara, estas unidades con electrodos monopolares operan bajo control de la densidad de corriente. Regularmente están formados por una o varias líneas de " $n$ " tanques colocados en serie y por ellos fluye la misma corriente.

**Configuración de una celda bipolar.** Las celdas con electrodos bipolares están hechas de una batería de electrodos conectados en serie, uno de sus lados es un ánodo y el otro es un cátodo. Las series de tanques están conectadas en paralelo. En la celda bipolar los electrodos bipolares están conectados en series.

Se han utilizado o desarrollado celdas con electrodos bipolares para electrólisis de sales fundidas. El diseño de una celda bipolar está formado por dos pilas de electrodos bipolares que consiste en placas rectangulares colocadas horizontalmente. Estas celdas permiten una reducción de las caídas de voltaje en los electrodos en un baño electrolítico, debido a la distancia entre electrodos.

**Electrodos.** En la electroobtención, el metal se deposita en el cátodo mientras se produce una serie de reacciones de oxidación en el ánodo. Un electrodo inerte es aquel que no participa en las reacciones del proceso pero conduce electricidad y permite que se produzcan otras reacciones en su superficie.

Los cátodos corresponden a un sustrato de un metal diferente sobre el cual se deposita el metal de interés. Generalmente se utilizan dos sistemas de cátodos: (1) blancos permanentes y (2) laminas iniciales y para los ánodos se utilizan dos tipos: (1) aleaciones de plomo y (2) óxido de metal mixto recubierto de titanio. Independiente del tipo cada electrodo consta de una hoja o malla de material donde ocurre las reacciones electroquímicas, unido a una barra de cabecera (Moats y Free, 2019).

El sistema de cátodo blanco permanente, el metal se deposita electropositivamente sobre un sustrato de un material diferente como aluminio, acero inoxidable o titanio. Por lo general, el metal se deposita durante 2 a 10 días y luego se cosecha. En el caso del proceso de EW para soluciones acuosas de zinc se emplea una placa de aluminio y cobalto sobre una placa de acero inoxidable.

Para los procesos de sales fundidas el cátodo más usado es de acero, por ejemplo, en la producción de metales alcalinos y alcalinos térreos como el caso del aluminio. Cuando la electrólisis se desarrolla en un medio acuosa, predomina el uso ánodos de plomo en alguna aleación: plomo/antimonio, plomo/antimonio/plata, plomo/calcio, plomo/calcio/estaño y plomo/calcio/estroncio.

En el proceso de EW se aplica a una gran cantidad de metales permitiendo la producción de metales de alta pureza. Cuando se usa un electrolito de ácido sulfúrico y sulfato, se pueden usar ánodos de aleaciones de plomo, esto permite que en el ánodo se formen protones que regeneran el ácido. Para los diversos procesos en metales es importante determinar el material del ánodo y cátodo para llevar a cabo un proceso eficientemente, en el [Apéndice D -IV](#) se muestran las características de algunos procesos.



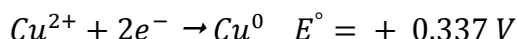
#### 5.6.4.4 CASO DE ESTUDIO: ELECTROOBTENCIÓN DE COBRE

En la lixiviación y después del proceso de extracción por solventes se produce un electrolito  $CuSO_4 - H_2SO_4$  de alta pureza, posteriormente los iones  $Cu^{2+}$  de este electrolito con un contenido mínimo de 20 a 25 g/L para someterse a electrólisis donde se reducen y recuperan mediante un proceso de electroobtención como cobre metálico en cátodos.

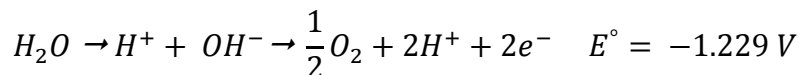
Schlesinger et al. (2011) señalan que el proceso de electroobtención del cobre implica:

1. Sumergir cátodos metálicos y ánodos inertes en un electrolito purificado que contiene  $CuSO_4$  y  $H_2SO_4$ .
2. Aplicar una corriente eléctrica directa que fluye a través del electrolito entre el cátodo y el ánodo.
3. El flujo de la corriente lleva al recubrimiento de cobre metálico en los cátodos.

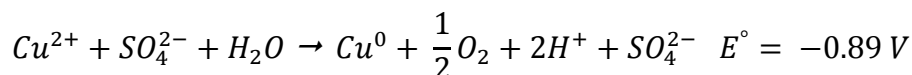
En la industria se utilizan ánodos de cobre de 1 x 1 metro con un espesor de 40 – 50 mm intercalados con cátodos de un espesor de 1 – 10 mm, aproximadamente a una distancia de 50 mm en una celda electrolítica. Los ánodos tienen el mismo potencial y los cátodos se encuentran en un potencial menor. Los ánodos y cátodos están espaciados uniformemente a lo largo de la celda para asegurar una distribución uniforme de la corriente a todos los electrodos. La reacción del cátodo en la electroobtención es la misma para el electrorefinado:



La reacción del ánodo es completamente diferente, el agua se descompone en el ánodo inerte (aleación de Pb) para formar gas oxígeno y liberar protones. El único otro catión  $H^+$  presente en la solución que el cobre  $Cu^{2+}$ , la reacción que se realiza es:



De esta forma la reacción general de la celda es:



De acuerdo a la reacción neta de la celda indica que si se aplica un potencial mayor a 0.89 V a través de los dos electrodos, el cobre se debería de empezar a depositar en el cátodo y el  $O_2$  empieza a evolucionar en el ánodo. Sin embargo, en la práctica se requiere un potencial mayor para mantener una densidad de corriente constante. El producto del proceso de EW es cobre metálico en el cátodo, oxígeno gaseoso en el ánodo y ácido sulfúrico regenerado en el electrolito. El potencial eléctrico o voltaje de la celda necesario para la electroobtención es aproximadamente 2.0 V en comparación con el 0.3 V para la electrorefinación, el voltaje de la celda se compone de:

- Voltaje teórico para la reacción  $E^\circ \sim 0.9 V$ .
- Sobre potencial para la deposición de cobre en el cátodo  $\eta_c \sim 0.05 - 1.0 V$ .
- Sobre potencial para el desprendimiento de oxígeno en el ánodo  $\eta_c \sim 0.5 V$ .
- Caída de potencial óhmico a través del electrolito  $V_s \sim 0.25 - 0.3 V$ .
- Caída de potencial óhmico a través de la celda  $V_r \sim 0.3 V$ .

En la actualidad, la mayoría de las celdas emplean cátodos de acero blanco inoxidable que son reutilizables, en algunas operaciones antiguas se emplean cátodos de cobre. Los ánodos actualmente son de plomo laminado aleados con 1.35 % de Sn y 0.07 % – 0.08 % de Ca.

En las celdas electrolíticas, los ánodos y cátodos son aproximadamente del mismo tamaño y en las operaciones de electrorefinado las dimensiones generales son:

- Celdas de 6.5 – 8 metros de largo, 1.2 metros de ancho y 1.5 metros de profundidad hecho de un concreto polimérico.
- Ánodos de una aleación de Pb – Sn – Ca con un largo de 1.1 metros de largo, 0.9 metros de ancho y 0.006 metros de espesor.
- Cátodo de acero inoxidable de 1.2 metros de largo, 1.0 metros de ancho y 0.003 metros de espesor.

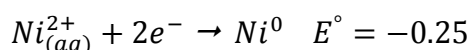
La densidad de corriente del cátodo en las plantas puede variar de 200 hasta 450  $A/m^2$ . Esto da una velocidad de recubrimiento de 0.4 -1.0 kg/h de cobre en cada cátodo. Los cátodos se recubren con un espesor de 5 - 8 mm generalmente los cátodos se cosechan cada 4 -7 días, dependiendo de la densidad de corriente aplicada. Se depositan entre 50 – 55 kg de cobre en cada lado del cátodo. En la operación se emplea una grúa aérea y cada tercer cátodo se extrae de una celda a la vez dejando dos tercios restante de los cátodos disponibles para continuar con la recuperación de cobre metálico.

#### 5.6.4.5 CASO DE ESTUDIO: ELECTROOBTENCIÓN DE NÍQUEL

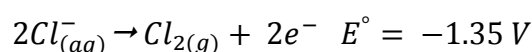
La lixiviación seguida de la extracción por solventes produce una solución purificada de cloruro o sulfato de níquel. La electroobtención de níquel implica:

1. Sumergir cátodos y ánodos metálicos en un electrolito de níquel acuoso.
2. Se aplica un potencial eléctrico entre el ánodo y cátodo, provocando los siguientes procesos:
  - Los electrones se generan en el ánodo por la reacción anódica del desprendimiento de cloro y oxígeno.
  - Estos electrones son impulsados por el potencial aplicado a través del circuito externo al cátodo.
  - Los electrones son aceptados en el cátodo por las reacciones catódicas que son la deposición de níquel de alta pureza y el desprendimiento de hidrógeno.
  - La corriente fluye por transporte convección y difusivo de iones a través de la solución entre el cátodo y el ánodo completando el circuito.

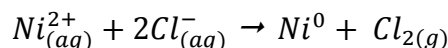
La semireacción del cátodo es la deposición del níquel:



La semireacción del ánodo es el desprendimiento de cloro gaseoso:



La reacción general de la electroobtención es:



El potencial de equilibrio para la reacción de electroobtención es de  $-1.6$  V, lo cual indica que la reacción no es espontánea y tiene que ser impulsada por un voltaje superior a  $1.6$  V. El ánodo está hecho de alambre o malla de titanio que está recubierto con óxido de rutenio con otros metales. Este recubrimiento de óxido de rutenio – metal es inerte en el ambiente corrosivo que se encuentra en la celda en la solución de cloruro.

El ánodo emite cloro gaseoso que se recolecta de forma segura para su reutilización en la lixiviación. Cada ánodo se coloca en una bolsa de tela de poliésteres permeables, la solución iónica puede moverse a través de la tela pero debido al tamaño y la tensión superficial a las burbujas de gas, el gas permanece en el lado anódico, evitando que el gas se escape a la atmósfera mediante su extracción continua. Los cátodos son generalmente láminas de níquel de aproximadamente  $1$  mm de espesor que se cuelgan de barras cabezales de cobre. El tamaño del cátodo y ánodo es el mismo  $0.8$  metros de ancho por  $1$  metro. Las celdas están hechas principalmente de concreto polimérico cada celda contiene  $46$  ánodos y  $45$  cátodos. Donde cada ánodo y cátodo están espaciados uniformemente a lo largo de la celda para igualar la corriente entre todos los ánodos y cátodos. La densidad de corriente es de  $240$   $A/m^2$ , la corriente de la celda es de  $23$  kA.

El níquel recubre la hoja del cátodo durante aproximadamente  $7$  días, durante los cuales adquieren un grosor de  $10$  mm, con un peso aproximadamente de  $70$  kg. Al final del ciclo, los cátodos se extraen de la celda y se lavan. Los cátodos se empaquetan o cortan en cuadrados para su comercio. El producto de la electroobtención de cloruro de níquel es superior a  $99.98$  % de Ni.

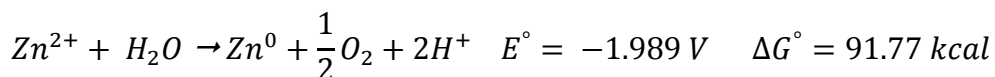
#### 5.6.4.6 CASO DE ESTUDIO: ELECTROOBTENCIÓN DE ZINC

En la electroobtención de zinc a partir de un electrolito de sulfato de zinc se emplea un cátodo de aluminio y un ánodo de plomo. Una capa de alúmina en el cátodo evita que se adhiera el zinc sobre el cátodo facilitando su remoción después de la electroobtención. El potencial estándar del electrodo de zinc es  $-0.76$  V entonces termodinámicamente el hidrógeno reacciona antes de que se deposite el zinc. Se requiere de una alta concentración de zinc en el electrolito para que la curva de polarización del hidrógeno cambie a un potencial más negativo que permita que el zinc se deposite con una producción limitada de hidrógeno.

Se requiere de una sobretensión catódica alta para evitar la deposición de las impurezas del electrolito. Las impurezas de metales nobles como Cu, Ag, Pt, Ni, Co, Pb y Cd actúan como catalizadores para la producción de hidrógeno. Esta característica conduce a una caída en la eficiencia del proceso, por ejemplo el cobalto es más noble que el zinc ( $E^0 = -0.28$  V), se deposita simultáneamente con el zinc reduciendo la calidad del producto. Por otro lado, la producción de hidrógeno en el cátodo crea un aumento en el pH que produce la formación de hidróxido de zinc.

El sobre potencial para obtener la densidad de corriente de  $400$   $A/m^2$  son  $0.60$  V para la reacción anódica y  $0.15$  V para la reacción catódica. La caída de tensión debida a la resistencia del baño electrolítico para una distancia entre electrodos de  $30$  mm y una densidad de  $400$   $A/m^2$  es de  $0.5$  V. El rendimiento de la corriente catódica es del orden de  $90 - 93$  %, debido a la producción de hidrógeno que ocurre simultáneamente con la deposición del zinc.

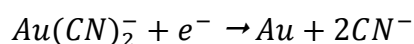
El consumo de energía por tonelada de zinc producida es 3,000 – 3,300 kW.h, la mayoría del zinc se produce mediante la electrólisis de la solución de  $ZnSO_4$  generado por un tostado a muerte del concentrado de  $ZnS$  seguido de su lixiviación con  $H_2SO_4$  o mediante una lixiviación directa. La reacción de la celda es:



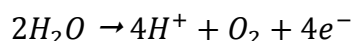
#### 5.6.4.7 CASO DE ESTUDIO: ELECTROOBTENCIÓN DE ORO

Una práctica general es la recuperación de oro del licor de lixiviación con cianuro implica la cementación con zinc después del auge de las plantas ADR. La electroobtención ha sido utilizada para recuperar este metal precioso de las soluciones de cianuro purificadas que normalmente contienen de 50 a 200 ppm de oro en el licor. Las reacciones que ocurren en los electrodos de las celdas para recuperar oro en una solución de cianuro son:

Cátodo:



Ánodo:



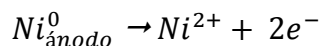
En la solución de cianuro el oro está presente como un anión complejo estable de aurocianuro con un potencial catódico alto que si el oro estuviera presente como  $Au^+$ . El desplazamiento catódico exige un voltaje de celda alto y como consecuencia puede tener lugar otras reacciones catódicas como la evolución de  $H_2$  a  $H^+$  y la reducción de  $O_2$ . Estas reacciones secundarias consumen energía y reducen la eficiencia de los procesos de electroobtención del oro.

En la electroobtención de oro el diseño de las celdas es importante dos diseños son los más utilizados. El primero consta de una celda cilíndrica donde se cuenta con una canasta cilíndrica de polipropileno perforada llena de lana de acero rodeada por un ánodo de malla de acero que permite que la solución de cianuro ingrese y fluya en dirección de la corriente. El segundo diseño la celda consiste en un recipiente rectangular que contiene una serie de ánodos de acero inoxidable y cámaras de cátodos alternativos empaquetados con lana de acero. La parte delantera y trasera de los cátodos están perforadas para que el electrolito fluya a través de los cátodos en una dirección paralela a la corriente.

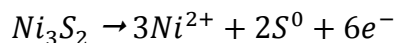
#### 5.6.4.8 CASO DE ESTUDIO: ELECTROREFINACIÓN DE MATAS DE NÍQUEL

La mata de níquel impuro se funde en ánodos que se someten a un proceso de electrorefinación. El ánodo se sumerge en una solución sulfúrica para la remoción de impurezas como Cu, Fe y Co. La mata de níquel tiene una composición de 73 % Ni, 3 % Cu, Co 0.8 %, 20 % Fe y 0.2 % As contiene 50 % de sulfuro de níquel.

Los ánodos se cargan en las celdas electrolíticas dentro de bolsas de polipropileno, alrededor de 27 ánodos por celda. También se cargan cátodos de níquel de alta pureza en la celda electrolítica, cada uno en un compartimiento de tela tejida alrededor de 26 cátodos por celda. Los ánodos y cátodos se instalan en barras cabezales de cobre. Con la corriente que fluye se disuelve el níquel de los ánodos y viajan electrones para combinarse en el cátodo para su deposición como níquel metálico con una alta pureza:

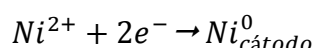


En el comportamiento anódico, ocurren las siguientes reacciones que lleva a la formación de azufre elemental:



Los ánodos colocados sobre una bolsa permiten almacenar los lodos de azufre que se forman en los ánodos. Estos lodos ocupan el doble del volumen del ánodo original, esta capa de lodo hace que el voltaje de la celda se eleve de 3 a 6 V en la operación la disolución del ánodo tarda 20 días. Generalmente cada litro del baño electrolítico contiene 60 gramos de iones de níquel, 90 gramos de iones sulfato, 35 gramos de iones sodio, 60 gramos de iones cloruro y 16 gramos de ácido bórico.

El anolito obtenido de la disolución del ánodo y la mata residual son tratados químicamente para eliminar Cu, As, Fe y Co. En una primera etapa, se agrega sulfuro de hidrógeno para precipitar cobre, arsénico y plomo residual. En la segunda etapa se lleva a cabo una lixiviación ácida, en la que la mata residual de los ánodos gastados se lixivia para recuperar el níquel. En una tercera etapa, se añade cloro gaseoso y carbonato de níquel para oxidar y precipitar cobalto y el hierro. La cuarta etapa, el cobre en solución después de la etapa de lixiviación es precipitado por sulfuros de hidrógeno. Posteriormente el electrolito purificado, se envía al compartimiento catódico donde se produce la reacción de deposición del níquel.



Después de 10 días los cátodos son extraídos y remplazados por nuevas hojas. Después de 16 o 17 días se extraen los ánodos y sus bolsas se reemplazan. La chatarra de los ánodos y los productos de corrosión dentro de las bolsas del ánodo se tratan para la recuperación de Ni, Co, Cu, Ag, Au y Pt.

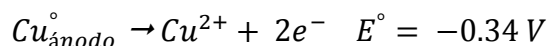
#### 5.6.4.9 CASO DE ESTUDIO: ELECTROREFINACIÓN DE MATAS DE COBRE

La electrorefinación para las matas de cobre no es un proceso empleado industrialmente. El ánodo de mata de cobre. El electrorefinado implica disolver electroquímicamente el cobre de los ánodos que es un cobre impuro en un electrolito que contiene  $CuSO_4$  y  $H_2SO_4$ . Los ánodos de cobre tienen una pureza de 98.5 a 99.5 % de Cu en la electrorefinación se producen cátodos con una pureza mayor a 99.997 % de Cu para su comercialización.

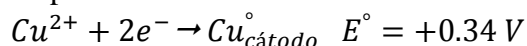
Las principales impurezas en los ánodos de cobre son Ag, As, Au, Bi, Co, Fe, Ni, O, Pb, S, Sb, Se y Te. En el ánodo los elementos con un potencial de reducción menos positivo que el Cu se disuelven bajo el potencial aplicado, mientras que los elementos con potenciales de reducción más positivos permanecen en forma sólida. Cuando el cobre es electrorefinado contiene menos de 20 ppm de impurezas.

En el proceso de electrorefinación, se aplica un potencial eléctrico entre el ánodo de cobre y un cátodo de acero blanco en un electrolito que contiene  $CuSO_4$  y  $H_2SO_4$ . En este proceso ocurren los siguientes procesos:

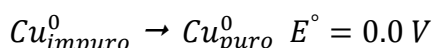
1. El cobre se disuelve electroquímicamente desde el ánodo en el electrolito produciendo cationes de cobre más electrones:



2. Los electrones producidos se conducen hacia el cátodo a través del circuito externo y la fuente de alimentación.
3. Los cationes de  $Cu^{2+}$  en el electrolito migran al cátodo por convección y difusión.
4. Los electrones y los iones  $Cu^{2+}$  se recombinan en la superficie del cátodo para formar cobre metálico libre de impurezas.



La reacción general de la electrorefinación de cobre es:



## REFERENCIAS

- Adams M. (2016). *Gold Ore Processing, Project Development and Operations* (pp. 429 -436, 525 - 527, 553 -556). Elsevier.
- Aromaa J., Lundström M. y Forsén O. (2019). Gaseous Reduction in Aqueous Solutions. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1401 -1403). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Bansal R. y Goyal M. (2005). *Activated Carbon Adsorption* (pp. 3 - 10). Taylor & Francis Group.
- Bodsworth C. (1994). *The Extraction and Refining of Metals* (pp. 250 -266). CRC Press.
- Bouffard S. (2019). Agglomeration Pretreatment. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1179 -1180). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Brierly J. y Brierley C. (2019). Bioleaching. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1267 -1269). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Crundwell F., Moats M., Ramachandran V., Robinson T., Davenport W. (2011). *Extractive Metallurgy of Nickel, Cobalt and Platinum - Group Metals* (pp. 147 -153, 269 -271, 305 - 308, 406-409). Elsevier.
- Dhawan N., Saarzadeh M., Miller J. y Rajamani R. (2012). Insights into Heap Leach Technology. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Dominic E. (2001). *Hidrometalurgia. Fundamentos, procesos y aplicaciones* (pp. 525-550, 615-670).
- Free M. (2013). *Hydrometallurgy: Fundamentals and Applications* (pp. 21-23, 159 -164, 184 - 207, 212 -215, 248-230). John Wiley & Sons.
- Frischmuth R., Krumins T., Pearson M. y Fraser K. (2019). Pressure Leaching and Oxidation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.), *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1239, 1241). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Gupta C. (2003). *Chemical Metallurgy* (pp. 459 - 480, 482 - 483). WILEY - VCH.
- Gupta C. y Muckherjee T. (1990). *Hydrometallurgy in Extraction Processes* (pp. 4 -25, 39 - 40, 57 - 140, 71 -205). Taylor & Francis Group.
- Habashi F. (1971). *Pressure Hydrometallurgy: Key to better and nonpolluting Process*. Eng. Min.
- Habashi F. (2014). *A New Era in Pressure Hydrometallurgy*. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. COM 2014 - Conference of Metallurgists Proceeding.
- Haque K. (1992). *The Role of Oxygen in Cyanide Leaching of Gold Ore*. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. CIM Bulletin.
- Havlík T. (2008). *Hydrometallurgy: Principles and Applications* (pp. 96- 127, 255-289). Cambridge International.
- Hiskey J. (2019). Cementation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1359 -1363). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).

- Hiskey J., Masanti J. y McNulty T. (2019). Solution Mining and In Situ Leaching. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.), *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1191, 1205). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Hocheng H., Chakanka M. y Jadhav U. (2018). Biohydrometallurgical Recycling of Metals from Industrial Wastes (pp. 69 - 79). Taylor & Francis Group.
- Jeffrey M. (2019). Carbon Adsorption. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1309, 1314 -1316). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Johnston A. (2019) Vat Leaching. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1225 -1227). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Karimi S., Ghahreman A., Rashchi F. y Moghaddam J. (2017). Electrochemical Kinetics of Ferric/Ferrous Reduction – Oxidation on Shalerite. *Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum*.
- Kenneth N. y Soderstrom M. (2019). Solvent Extraction. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (2019). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1347- 1351. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Kern B. (2019). Ion Exchange Technologies. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1339 - 1342). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Lahtinen M., Svens K., Haakana T. y Lentinen L. (2008). Zinc Plant Expansion by Outotec Direct Leaching Process. *Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum*.
- Latva – Kokko M. (2019) Tank Leaching. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1229, 1233-1234). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Latva-Kokko M. y Riihimäki T. (2012). Effect of Pressure in Leaching of Low Grade Sulphide Ore at Ambient Temperature – Development of Hydrostatic Pressure Reactor. *Proceedings of the 42nd Annual Hydrometallurgy Meeting*.
- Luqman M. (2012). *Ion Exchange Technology: Theory and Materials* (pp. 6-11, 15-17, 19 – 21, 24 -25, 32 -33). Springer.
- Mahakan S., Gupta A. y Sharma (2017). Bioleaching and Biomining (pp. 395 -399, 409 -411). En Sing R. (Ed.). *Principles and Applications of Environmental Biotechnology for a Sustainable Future*. Springer Science.
- Malouf E. (1968). Dump Leaching. En Pfeleider E. (Ed.). *Surface Mining* (pp. 764 - 765). Mudd Memorial Fund. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. AIME.
- Marsden J. y House C. (2009). *The Chemistry of Gold Extraction* (pp. 191- 194, 233 – 270, 297 - 318, 365 – 370, 387 - 388). 2a. ed. Society for Mining, Metallurgy and Exploration.
- Moats M y Free M. (2019). Electrowinning. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (2019). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1391, 1392). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Moats M. y Free M. (2019). Electrowinning. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). *Mineral Processing & Extractive Metallurgy* (pp. 1369 – 1372). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Moore J., Boyce E. y Brooks M. (1981). *Chemical Metallurgy* (pp. 169 – 173, 260 -269, 327-329). British Library Cataloguing.
- Nazari G., Dixon D. y Dreisinger D. (2012). The Mechanism of Chalcopirite Leaching in Acid Ferric/Ferrous Sulfate Media in the Presence of Silver – Enhanced Pyrite. *51 th Annual Conference of Metallurgist of CIM*.
- Oliazadeh M. y Ghareman A. (2019). Gold Recovery Improvement in Heap Leaching Operations. *51 st. Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference*.

- Pickett D. (1985). Feed Preparation. En Weiss N. (Ed.). Mineral Processing Handbook (pp. 13-3 – 13-6). Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Pool T. (2000). In Situ Leaching of Uranium: History, Technology and Economics. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Puell J. y Tenorio V. (2019). Methodology for Dump Design Optimization. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Pyper R., Seal T., Uhrig L. y Miller C. (2019) Heap and Dump Leaching. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 1207 - 1212). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Rankin W. (1984). Is extractive Metallurgy a Branch of Chemical Engineering? The Aus.I.M.M. , Symposium on “Extractive Metallurgy”.
- Rawling D. y Johnson B. (2007). Biomining (pp. 9, 12). Springer.
- Rohwerder T. Genrke K., Kinzler K. y Sand W. (2003) Bioleaching review: Progress Applied Microbiology and Biotechnology (239 -240).
- Rydberg J., Cox M., Musikas C. y Choppin G. (2004). Solvent Extraction Principles and Practice (pp. 12 -15). Taylor & Francis Group.
- Schlesinger M., King M., Sole K. y Davenport W. (2011). Extractive Metallurgy of Copper (pp. 323 - 325,349 -353,). 5ª ed. ELSEVIER.
- Shairp S. (2012). Role and Behaviour of Copper in HBMS´S Zinc Pressure Leach Plant. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Shaw D., Arnold S. y Illescas J. (2013). Ion Exchange as a Primary Production Technique in Hydrometallurgy. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
- Sinclair L. (2015). Test Work and Geochemical Modelling for Copper In Situ Leaching. COM 2015 The Conference of Metallurgists AMCAA. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Sinclair L. (2015). Test Work and Geochemical Modeling for Copper in situ leaching. America´s Conference on Aluminum Alloys.
- Van D. (1983). Construction and Investigation of a Clay Heap Leach Pad. Society of Mining Engineers of AIME. SME-AIME Fall Meeting and Exhibit Utah.
- Vignes A. (2011) Extractive Metallurgical 2: Metallurgical Reaction Processes (pp. 2-12, 52-55, 87-94, 111-113). John Wiley & Sons.
- Wadsworth M. y Miller J. (1979). Cementation En Sohn y Wadsworth (1979). Rate Processes of Extractive Metallurgy (pp. 197 - 210). Springer.
- Yang H., Song X., Tong L. y Chen G. (2014). Biooxidation of High Arsenic – Bearing Refractory Gold Ore. Canadian Institute of Mining, Metallurgy & Petroleum.
- Young C. y Huang H. (2019). Aqueous – Phases Redox Precipitation. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 1411). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).



## 6. PROCESOS PIROMETALÚRGICOS

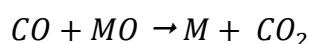
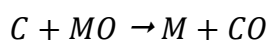
---

El término pirometalurgia se basa en el uso de reacciones y procesos a alta temperatura para la extracción y refinado de metales. Los beneficios derivados del uso de altas temperaturas incluyen equilibrios químicos favorables y altas velocidades de reacción, que abren la oportunidad de la extracción de metales que facilita su separación de otros productos (Gupta, 2003).

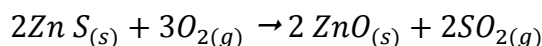
En los procesos pirometalúrgicos la termodinámica y cinética de reacción son de gran importancia para determinar los pasos a seguir para la extracción del metal, balance de calor, velocidades de reacción y equilibrio de masa. Los equilibrios de masa y calor otorgan información sobre la eficiencia del proceso.

Los procesos pirometalúrgicos son los métodos más antiguos para la extracción y purificación de metales. Actualmente algunos métodos pirometalúrgicos han dejado de ser empleados debido a la cantidad de residuos que se producen como escorias, polvos, ánodos, chatarra de aleaciones y otros residuos industriales que pueden causar daños al medio ambiente. Esta característica, sumado con la cantidad de energía que demandan los procesos pirometalúrgicos abrió la oportunidad a otras alternativas para la extracción de algunos metales no ferrosos mediante procesos hidrometalúrgicos (Burroughs, 1989; Havlík, 2008).

En un proceso pirometalúrgico, el mineral se lleva a condiciones de alta temperatura para modificar químicamente al mineral y por último reducirlo al metal libre. En general se reducen simultáneamente con un combustible sólido como coque o gases como el monóxido de carbono o hidrógeno, llevando a cabo las siguientes reacciones:



La mayoría de los minerales sulfurados no se reducen fácilmente por estas reacciones y es necesario emplear un proceso de tostación donde el mineral se enfrenta a una atmosfera oxidante a una temperatura elevada, pero por debajo de la temperatura de fusión de los constituyentes para llevar al sulfuro metálico a un óxido metálico, como en el siguiente ejemplo:



Esto se logra porque la combustión de azufre para formar dióxido de azufre se ve favorecida por su espontaneidad con un  $\Delta G = -300.1 \text{ KJ}$

En general los óxidos metálicos son miscibles con la ganga fundida pero son relativamente inmiscibles cuando se reducen a la forma metálica. En un proceso pirometalúrgico la ganga fundida tiene una densidad menor que el metal formando una capa llamada escoria sobre el metal fundido. Esta separación de la ganga y la finalización de la reducción se llevan a cabo en una etapa denominada refinación.

### 6.1 AGLOMERACIÓN

El manejo de partículas finas secas desde las plantas concentradoras es adecuado para algunos procesos de extracción. En otros casos, el manejo de partículas finas no es adecuado, para tales aplicaciones el mineral triturado o concentrado se aglomera en grumos que le otorgan una resistencia adecuada eliminando los volátiles.

Moore et al. (1981) señalan que la aglomeración de las partículas finas se realiza si:

1. Los requisitos de liberación de un mineral requieren un proceso de molienda y flotación, para obtener un concentrado enriquecido donde las partículas son demasiado finas para su manejo a un alto horno.
2. Cuando se requiere reformar el mineral en un material poroso para mejorar la eficiencia de un proceso de fundición.

Los principales métodos de aglomeración son la sinterización y nodulización realizadas a temperaturas elevadas de modo que se produce una fusión parcial de las partículas. Además de los procesos de peletización y briquetas a temperatura ambiente empleando aglutinantes.

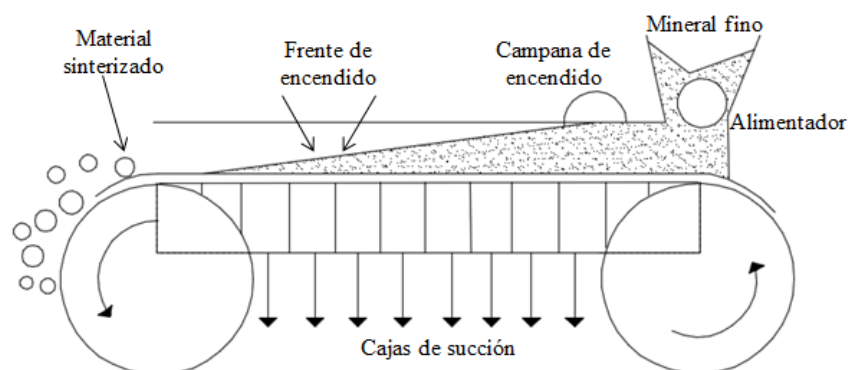
### 6.1.1 SINTERIZACIÓN

La sinterización es un método común de aglomeración cuando se requiere una alta resistencia en el agregado. Este proceso de aglomeración se realiza para partículas finas ( $-0.25$  mm) a partículas más gruesas ( $+ 2$  mm), con el objetivo de producir pseudopartículas.

Sinclair (2009) señala que los propósitos de la sinterización son:

- Obtener una tostación preliminar del concentrado de sulfuros para eliminar el azufre.
- Alcanzar la temperatura suficiente para causar una fusión parcial con el fin de formar una torta porosa con una suficiente cohesión y resistencia. Cuando las partículas de mineral se llevan a una temperatura alta, pero no la suficiente como para causar su fusión, las partículas tienden a sinterizarse o soldarse por una fusión incipiente en los puntos de contacto de las partículas. El área de contacto y por lo tanto la fuerza de enlace entre las partículas es mayor, con el aumento en el tiempo de exposición a esta temperatura.

En el proceso de sinterización las partículas finas se mezclan aproximadamente con un 5 % a 6 % de coque fino y aproximadamente 10 % de agua y en algunas ocasiones aglutinantes, este lecho se alimenta a una parrilla de una cadena de sinterización. Donde el lecho de sinterización se pasa debajo de una capa de ignición, alimentada con gas natural, que enciende el combustible del lecho (Figura 6.1).



**Figura 6.1** Esquema del proceso de sinterizado. Adaptado de Moore et al. (1981).

El frente de calor del lecho se aspira a través de la parrilla por varias cajas de succión. El objetivo es completar la sinterización en la última caja que enfría el sinterizado. La combustión de partículas de coque en la capa superficial eleva la temperatura para lograr la fusión parcial y generar una fase de fusión que reacciona con partículas gruesas y partículas finas adheridas que al enfriarse se solidifica en una matriz.

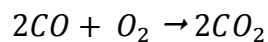
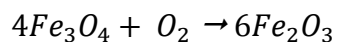
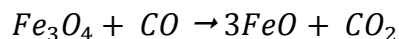
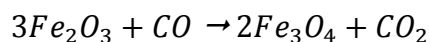
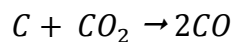
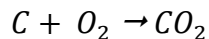
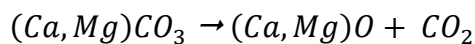
Moore et al. (1981) indican que el proceso de sinterización ocurre en dos etapas:

1. Calcinación durante el cual tiene lugar la descomposición y secado, eliminando  $H_2O$ ,  $CO_2$ ,  $SO_2$  y también elimina cualquier volátil como *Cd* y *As*.
2. Fusión incipiente durante el cual la superficie de los finos del mineral se funde parcialmente y una fracción líquida se introduce en los intersticios entre los finos de mineral por acción capilar, esto aumenta la resistencia del sinterizado.

**Sinterizado de óxidos.** La sinterización en minerales o concentrados de óxidos se mezcla en un tambor con aproximadamente 5 % de polvo de coque. Se agrega agua para aumentar el contenido de humedad hasta un 10 % para garantizar una permeabilidad adecuada a través del lecho de sinterización. El agua y el combustible se ajustan en cada operación para controlar la temperatura máxima alcanzada por el proceso. En algunas ocasiones el sinterizado se enfría, se tritura si es necesario, tamiza y el material de menor tamaño se recicla para la próxima etapa de sinterización.

Los gases de combustión son arrastrados a través del lecho debajo de la zona de combustión para su recirculación. El precalentado por el sinterizado eleva la temperatura y el mineral se oxida por el aire presente. En la zona de combustión los óxidos se calientan a una temperatura que produce una deformación plástica del mineral. La temperatura que se alcanzan puede ser de 1,200 a 1,300 °C en la sinterización de menas de hierro.

Los finos de mineral de hierro consisten principalmente en varios óxidos de hierro y diferentes cantidades de ganga. La mayoría de minerales de hierro se encuentra típicamente en forma de hematita, algunas cantidades de goethita, magnetita y otras formas metaestables de óxidos de hierro. Las reacciones del proceso se pueden ver en las siguientes reacciones:

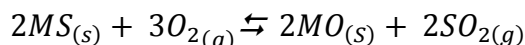


Las impurezas en los minerales de hierro incluyen  $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$ , S, P,  $MgO$  y  $CaO$ . En algunas ocasiones puede contener pequeñas cantidades de minerales que contienen Ti, V, Cu, As, Cl y elementos alcalinos y alcalinotérreos.

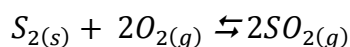
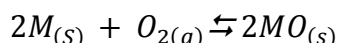
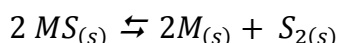
Una alta temperatura puede causar una fusión parcial de una parte de la ganga, por ejemplo, la sílice puede reaccionar con el óxido de hierro para formar un compuesto llamado fayalita que se funde a 1,200 °C produciendo un material que es difícil de reducir (Bodsworth, 1994).

Otros cambios durante la sinterización, son los carbonatos que se descomponen con la liberación de  $CO_2$  y el mineral se deshidrata por completo. Ambas reacciones absorben calor, por lo tanto la sinterización reduce la carga térmica en el proceso de reducción.

**Sinterizado de sulfuros.** Durante el sinterizado de minerales sulfurados, el azufre se elimina como gas principalmente  $SO_2$  y el mineral se oxida como se indica en la siguiente reacción:



Donde  $M$  hace referencia al metal. Esta reacción puede verse como tres reacciones consecutivas en el proceso:



En la mayoría de los minerales, la primera reacción es endotérmica y la segunda reacción es exotérmica mientras que la tercera reacción es fuertemente exotérmica. El gas de escape del sinterizados contiene grandes cantidades de  $SO_2$  por lo tanto es importante recuperar este gas antes de su descarga a la atmósfera, cuando se recoge el dióxido de azufre se procesa para obtener azufre elemental o ácido sulfúrico.

Un proceso similar es la nodulación en este proceso el mineral fino, combustible y una cantidad de agua se mezclan y se alimentan a un tambor giratorio a una temperatura elevada, similar a la utilizada en la sinterización. Esta acción giratoria del tambor y la alta temperatura dan como resultado la formación de nódulos. Sin embargo, el pobre control sobre la temperatura lleva a los constituyentes con un punto de fusión dando como resultado nódulos de baja permeabilidad (Moore et al., 1981).

Por esta razón, la nodulización solo se utiliza para aglomerar finos metálicos producidos a partir de operaciones de fundición y en metales preciosos secundarios donde no hay componente gangas de bajo punto de fusión.

### 6.1.2 PELETIZACIÓN

Los finos de un mineral con un tamaño menor a 0.20 mm no son adecuados para la sinterización debido al riesgo de fusión completa que se tiene con partículas pequeñas. Estos finos se mezclan completamente con un 10 % de agua para mejorar su permeabilidad y un aglutinante como bentonita, cal, sales o materiales orgánicos y se alimentan a un tambor o disco giratorio (Figura 6.2). Donde se formar un aglomerado de baja resistencia debido a la acción giratoria, las partículas se unen entre sí por el aglutinante y el agua se mueve hacia las grietas entre las partículas debido a la atracción capilar (Lampke y Meltke, 2012).

El tamaño de este nódulo comúnmente llamado pellet se controla por el tiempo de residencia en el tambor o disco que a su vez controla la velocidad de rotación del tambor, longitud o diámetro del tambor. Los pellets de óxido de hierro generalmente tienen un tamaño controlado de 10 a 25 mm de diámetro.

El briquetado es otra opción para la aglomeración de finos que combinado con un aglutinante similar a la peletización, se somete a presión en una prensa mecánica a temperatura ambiente se utiliza para el procesamiento de partículas que contienen metales en los polvos de combustión. Debido al desgaste de la prensa, la fabricación de briquetas tiende a ser un proceso costoso y tiene una aplicación limitada actualmente.

La elección de una carga de pellets o sinterización en los procesos de reducción de altos hornos depende de la composición del mineral, permeabilidad del aglomerado buscada y costos totales del procesamiento.

En general los pellets ofrecen una mejor reducción durante el proceso que el sinterizado durante la fundición en un alto horno debido a la distribución favorable de la porosidad en los gránulos. Esto se debe a que la mayoría de los poros se concentran en la superficie del granulo y proporciona áreas de contacto altas inicialmente a una temperatura baja. La sinterización proporciona efectos químicos favorables como la eliminación de  $CO_2$  y  $SO_2$  pero la sinterización tiene una eficiencia térmica muy baja debido a las grandes cantidades de oxígeno necesarias para calentar y extraer a través del lecho de sinterización.

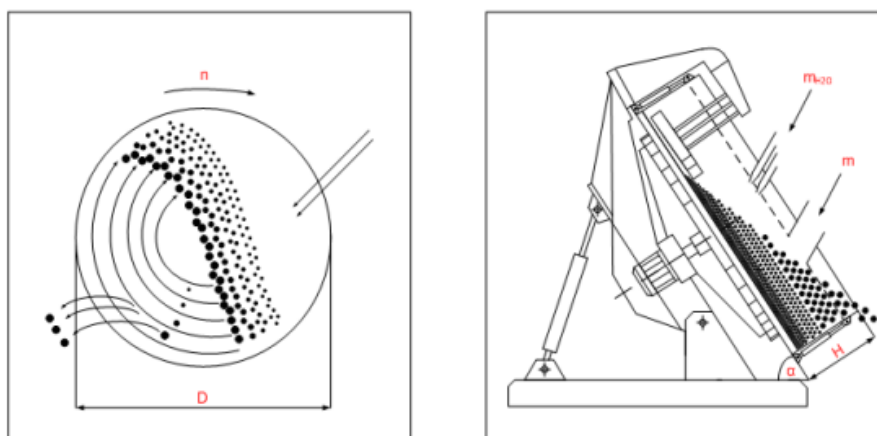


Figura 6.2 Tambor y disco giratorio de peletización. Adaptado de Lampke y Meltke (2012).

## 6.2 TOSTACIÓN

Los minerales metálicos ocurren generalmente como compuestos de sulfuros, los cuales no son materiales de partida para la extracción del metal. En la etapa de extracción se ocupan principalmente la reducción de minerales óxido.

Las estabildades relativas de los óxidos se muestran en el diagrama de potencial de oxígeno de la Figura 6.3. En el gráfico de la Figura 6.4 se muestra la temperatura estándar de la energía libre de formación para algunos sulfuros metálicos. Cuando se comparan estos diagramas, la diferencia más obvia se agrupa en la mayoría de las líneas de estabilidad de los sulfuros donde se tiene pequeños valores negativos de energía libre en relación con la extensión de las líneas de estabilidad de los óxidos. Esto indica que la mayoría de los sulfuros metálicos no se reducen con carbono o hidrógeno que son los reductores más comunes en los procesos pirometalúrgicos. Por lo tanto, es conveniente convertir los concentrados minerales en óxidos o sulfatos para su reducción fácilmente con carbono e hidrógeno, además de ser solubles para la ruta de extracción hidrometalúrgica.

Un compuesto puede disociarse de sus elementos constituyentes a cualquier temperatura en la que su energía de formación libre estándar sea positiva. Por ejemplo, el  $Ag_2O$  se vuelve inestable por encima de los  $190\text{ }^\circ\text{C}$  y el sulfuro de mercurio es inestable por encima de los  $600\text{ }^\circ\text{C}$ , en cada caso el compuesto puro está en equilibrio con oxígeno a una presión de 1 atm. Estos compuestos pueden reducirse para extraer el metal simplemente manteniendo altas temperaturas. Las temperaturas de disociación se reducen cuando el aire en lugar del oxígeno gaseoso a una presión de 1 atm está en contacto con el mineral. Esta temperatura puede reducirse aún más calentado el mineral en un vacío, siempre que se pueda alcanzar esta presión de manera económica para su práctica comercial. En otras ocasiones se requiere de una temperatura de operación más alta que la de disociación de equilibrio para dar suficiente fuerza impulsora para la reacción de disociación. En consecuencia, algunos óxidos y sulfuros estables no pueden reducirse económicamente por la ruta pirometalúrgica.

Cuando la disociación térmica no es factible se debe de utilizar alguna otra técnica para reducir los compuestos minerales a su forma metálica. Una de las formas es mezclar alguna otra sustancia que forme un óxido o un sulfuro que sea más estable que el compuesto metálico a reducir, esta sustancia recibe el nombre de agente reductor. Por ejemplo, el potencial de oxígeno de  $Si - SiO_2$  se encuentra al centro del diagrama de potencial de oxígeno en la Figura 6.3. Esto significa que el silicio metálico puede actuar como un agente reductor para los óxidos de Cu, Fe, Ni, Pb, Sn y todos los demás metales que se muestren por encima de la línea de silicio en el diagrama.

Las líneas en los gráficos de temperatura de energía libre se desplazan hacia arriba a valores negativos cuando la actividad del metal es menor que la activada del óxido, y viceversa. Debido a que las líneas de los sulfuros metálicos se agrupan estrechamente en el diagrama de temperatura de energía libre, por lo tanto la elección de metales que puede utilizarse para reducir compuestos sulfurados se restringe.

Otra observación importante a considerar, es si utilizamos  $Si$  metálicos para reducir  $SnO_2$ , entonces cualquier otro óxido que se encuentra presente en el mineral y que sea menos estable que el  $SiO_2$  se reducirá simultáneamente. Solo óxidos más estables como alúmina, cal y magnesia no se reducirán. Por lo tanto, existe la probabilidad de que un metal se contamine con otros elementos. Manteniendo las condiciones de reducción de un compuesto se puede tener una reducción selectiva. Por ejemplo, las condiciones de reducción para el  $Cu_2O$  son bajas con estas condiciones de reducción se mantienen en el reactor el Cu se reduce selectivamente y contiene pocas impurezas. Si el metal se produce bajo condiciones de reducción más fuertes, los otros elementos que también se reduce podrían oxidarse posteriormente del Cu durante la etapa de refinación. Por lo tanto, no es necesario eliminar los otros minerales metálicos del mineral de Cu antes de la reducción. La principal ventaja de la concentración previa en este caso es la disminución de la cantidad de material que debe cargarse al reactor que se traduce en un ahorro en la cantidad de energía requerida para la fusión y reducción. La agrupación de las líneas de los sulfuros implica que una reducción selectiva del mineral es más difícil con sulfuros que con óxidos minerales.

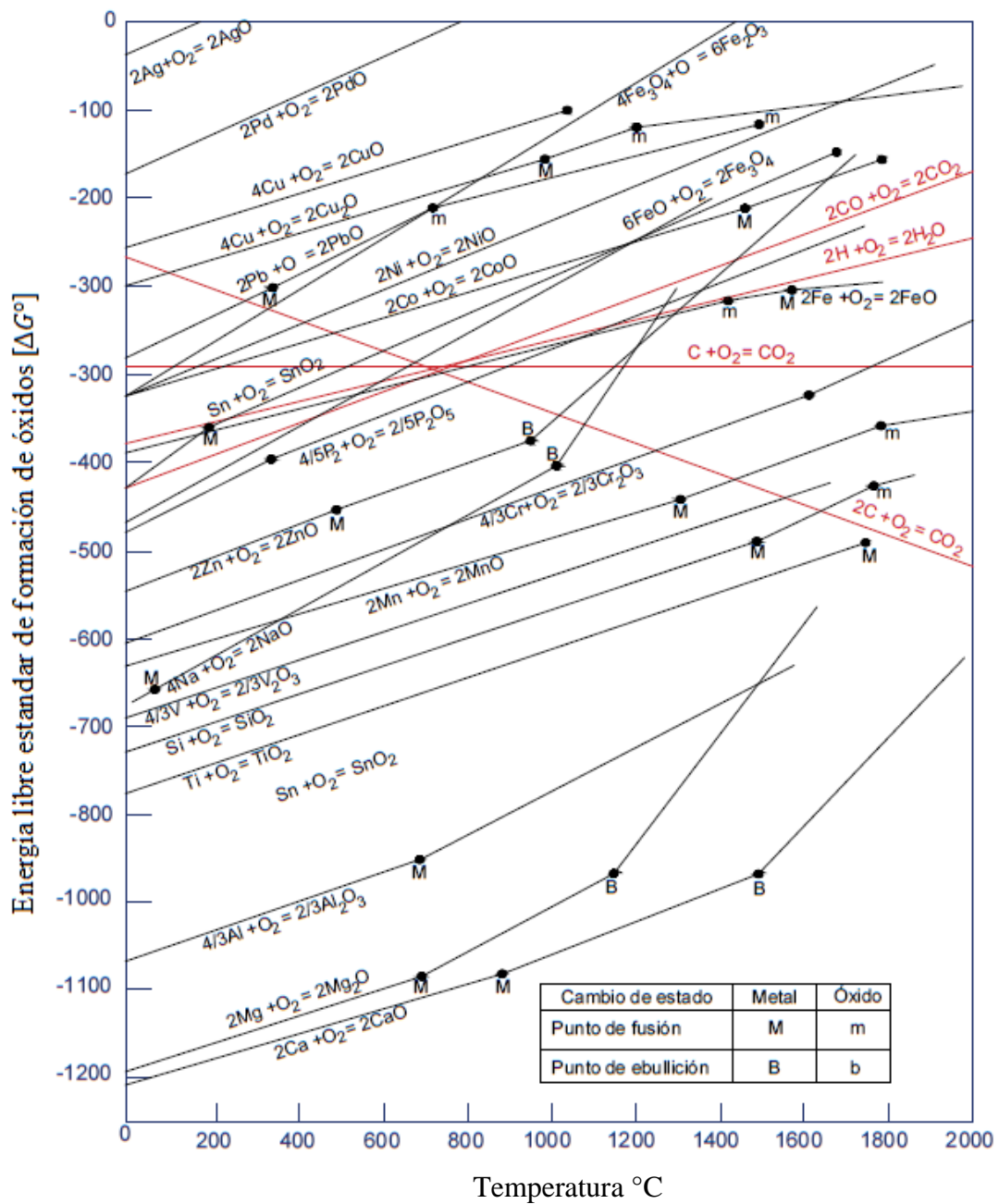


Figura 6.3 Diagrama  $\Delta G^\circ - T$  de formación de algunos óxidos metálicos. Adaptado de Bodsworth, 1994.

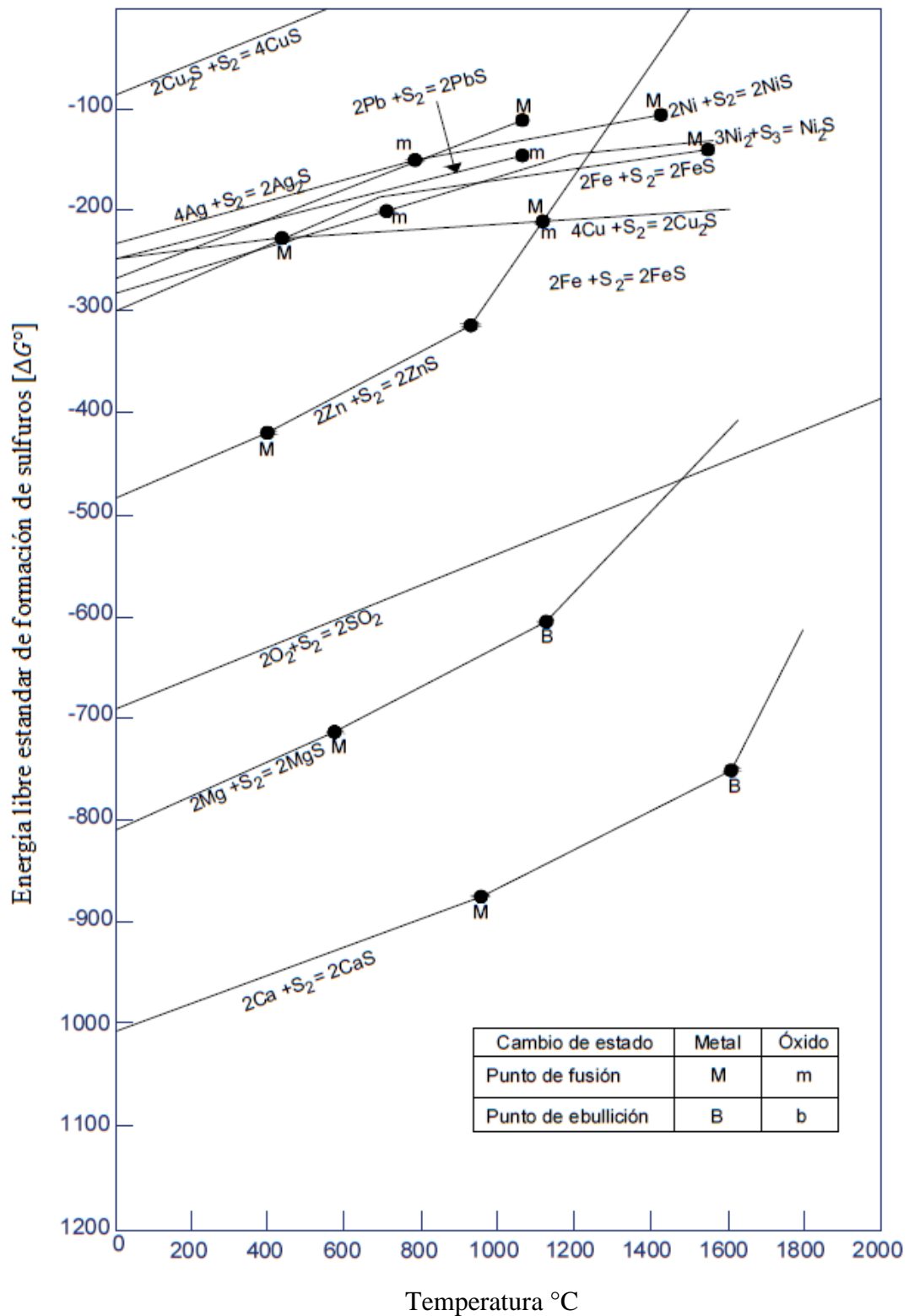


Figura 6.4 Diagrama  $\Delta G^\circ - T$  de formación de algunos sulfuros metálicos. Adaptado de Bodsworth, 1994.



### 6.2.1 DIAGRAMA DE ELLINGHAM

La termodinámica es el estudio de las energías involucradas en una reacción, por lo tanto proporciona información sobre la fuerza impulsora para que se lleve a cabo una reacción. Mediante la comprensión de la energía requerida para que se lleve a cabo una reacción, es posible determinar las condiciones óptimas para proporcionar una reacción deseada. Son tres formas de energías las que deben considerarse:

- Energía térmica, es decir entalpía " $H$ ".
- Energía relacionada con la disposición y reordenación de electrones, átomo, iones y moléculas, es decir entropía " $S$ ".
- Energía que puede realizar un trabajo (energía mecánica o eléctrica) es decir energía libre " $G$ ".

El cambio de energía libre  $\Delta G$  se puede definir en términos de  $\Delta H$ ,  $\Delta S$  y la temperatura a la que ocurre la reacción y es una medida de la viabilidad para que se lleve a cabo una reacción. La relación entre  $\Delta H$  y  $\Delta G$  se expresa como:

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - T\Delta S^\circ$$

Esta relación se conoce como la ecuación de Gibbs Helmholtz que define la fuerza impulsora del cambio químico como  $\Delta G^\circ$  denominado energía libre de Gibbs. Las reacciones químicas tienden a ir en dirección que resulta en una disminución de la energía libre, lo que significa que la viabilidad de una reacción se puede definir de la siguiente manera:

- $\Delta G$  es negativo es factible la reacción.
- $\Delta G$  es positivo la reacción no es factibles.
- $\Delta G$  es cero se obtiene un equilibrio, es decir la misma viabilidad tanto para reacciones directa como inversa.

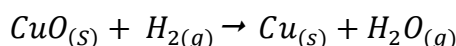
La energía libre de Gibbs estándar para la formación de un producto en pirometalurgia puede usarse para determinar el equilibrio químico de las reacciones involucradas. El diagrama de Ellingham es un gráfico de la energía libre estándar de las reacciones de oxidación de metales como una función de la temperatura y determina la composición de equilibrio de un proceso pirometalúrgico (Figura 6.3 y 6.4). Estos gráficos son útiles para comprender las condiciones en las que es posible la extracción de metales mediante reacciones en los procesos pirometalúrgicos de una fase oxidante con una fase sólida o líquida metálica. El diagrama de Ellingham también permite el cálculo de la composición de equilibrio del sistema y es útil para ser un indicador de las condiciones del proceso para la reducción de un óxido metálico a metal puro, así como la presión parcial de oxígeno que está en equilibrio con un metal a una temperatura determinada. Además, la posición de la línea para una reacción dada en el diagrama de Ellingham muestra la estabilidad del óxido metálico en función de la temperatura.

Las reacciones más cercanas en la parte superior del diagrama son para metales inertes como el oro y platino, y sus óxidos son inestables y se reducen fácilmente. Hacia la parte inferior del diagrama, los metales se vuelven progresivamente reactivos y sus óxidos se vuelven difíciles de reducir.

Los minerales metálicos incluyen óxidos, sulfuros, carbonatos y haluros: la extracción se realiza principalmente a partir de óxidos; los sulfuros y carbonatos se oxidan en procesos de tostación o calcinación. La reducción del óxido puede lograrse mediante técnicas de reducción química o electrolítica. La viabilidad de estos procesos puede medirse determinando el  $\Delta G^\circ$  para la reacción y  $K$ . Esto se logra mediante el estudio de los diagramas de energía libre – temperatura construidos por H. J. T. Ellingham quien construyó gráficos de la energía libre estándar de formación para óxido o sulfuros, contra temperatura que permite cómodamente leer la energía libre estándar de cualquier temperatura requerida para el proceso. Estos diagramas tienen la ventaja de transmitir visualmente la información, es útil considerar los cálculos de  $\Delta G$  como con apoyo para evaluar la viabilidad de la reducción de óxidos o sulfuros minerales.

### Ejemplo 6.1

1. Evaluar la viabilidad de reducción de un óxido de cobre con hidrógeno.



Calcule el  $\Delta G$  de la reducción a 500 K utilizando los datos proporcionados.

Para 500 K.

$$\Delta G_{500}^\circ = -87 \text{ kJ mol}^{-1}$$

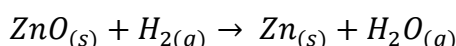
$$\Delta G_{500}^\circ = +47 \text{ JK}^{-1} \text{ mol}^{-1}$$

$$\Delta G^\circ = \Delta H^\circ - T\Delta S^\circ$$

$$\Delta G^\circ = -87,000 - (500 (47)) \text{ J mol}^{-1} = -110.5 \text{ kJ mol}^{-1}$$

Dado que  $\Delta G^\circ$  es negativo y es bastante alto, la reacción es factible a 500 K

2. Evaluar la viabilidad de reducción de un óxido de zinc con hidrógeno a 500 K.



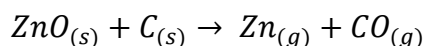
$$\Delta G_{500}^\circ = +104 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$\Delta G_{500}^\circ = +60 \text{ JK}^{-1} \text{ mol}^{-1}$$

$$\Delta G^\circ = +104,000 - (500 (60)) \text{ J mol}^{-1} = +74 \text{ kJ mol}^{-1}$$

Como el  $\Delta G^\circ$  es positivo, la reacción no puede ocurrir a 500 K

De manera directa se puede observar que la temperatura tiene un efecto en la viabilidad de una reacción química, el valor de  $\Delta G$  depende si  $\Delta S$  es positivo o negativo, una temperatura baja hace que  $T\Delta S^\circ$  sea pequeño o grande. Por ejemplo, la reacción:



Para esta reacción  $\Delta H$  y  $\Delta S$  son ambos positivos, el signo de  $\Delta G$  depende de la temperatura de la reacción, una temperatura baja hace que  $T\Delta S^\circ$  sea pequeño y negativo, pero una temperatura alta hace que  $T\Delta S^\circ$  sea más negativos, posiblemente lo suficiente como para superar al  $\Delta H^\circ$  y hace  $\Delta G^\circ$  sea negativo.

Evaluando los valores promedio de  $\Delta H$  y  $\Delta S$ , se tiene:

$$\Delta H_T^\circ = +295 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$\Delta S_T^\circ = +249 \text{ JK}^{-1} \text{ mol}^{-1}$$

Asumiendo que  $\Delta G^\circ = 0$  se puede calcular la temperatura de inversión:

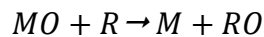
$$0 = +295,000 - 279 T$$

Se tiene:

$$T = 1,184 \text{ K}$$

Se concluye que si  $T > 1,184 \text{ K}$  se tiene que  $\Delta G^\circ$  es negativo y la reacción puede ser viable.

**Óxidos minerales.** Los minerales óxido son la principal fuente de metales, la segunda son los minerales sulfurados. La reducción de óxidos es el proceso principal de la metalurgia extractiva, el cual se lleva cabo mediante un agente reductor para obtener un metal o carburo, este proceso está representado por la reacción general:



Los óxidos se reducen por procesos pirometalúrgicos y electrometalúrgicos, las operaciones pirometalúrgicas se dividen en dos tipos:

1. Reducción de este sólido con un agente reductor gaseoso o carbono que produce un metal sólido o carburo. Las operaciones industriales en la industria del acero que dan directamente un metal sólido se llama reducción directa.
2. Reducción en la fundición de óxidos (o disueltos en una escoria) con carbono produciendo un metal líquido o aleación y una escoria.

La base de la reducción de óxidos son la termodinámica y cinética de las reacciones que ocurre en el proceso en función del agente reductor:

- Reducción de un óxido sólido con agentes reductores gaseosos, como  $CO$  o  $H_2$ .
- Reducción de un óxido sólido con carbono, llamada reducción carbotérmica.
- Reducción de un óxido disuelto en una escoria con carbono sólido, llamada reducción de la fundición carbotérmica.
- Reducción de un óxido disuelto en una escoria con carbono disuelto en un metal líquido denominado reducción por reacciones escoria – metal.
- Reducción carbotérmica de sílice y alúmina.
- Reducción metalotérmica con silicio, aluminio y calcio como agentes reductores.

La conversión de un óxido en un metal puede considerarse como el resultado de dos reacciones consecutivas:

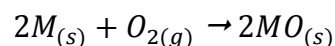
1. Extracción de oxígeno del óxido mineral.
2. Oxidación del agente reductor.

La afinidad estándar de la reacción general de reducción de un óxido es una función de la energía libre estándar de la formación de óxidos que se representa en el diagrama de Ellingham (Apéndice D - V). Dependiendo de la línea de energía libre de formación de un óxido específico y el agente reductor se puede determinar la viabilidad del proceso:

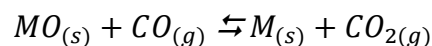
- El óxido de un metal cuya línea se encuentre por encima del agente reductor se reduce fácilmente con este agente y viceversa.
- Los agentes reductores más eficientes son aquellos cuyas líneas se encuentra en la parte inferior del diagrama como: silicio, calcio, magnesio y aluminio.
- Los óxidos en la parte inferior del diagrama son los más difíciles de reducir.
- Los óxidos cuya línea se encuentre en la parte superior del diagrama son aquellos que pueden reducirse fácilmente con diversos agentes reductores como el monóxido de carbono e hidrógeno.

En el diagrama de energía libre estándar de formación de óxidos se componen de segmentos rectos; cada segmento corresponde a un estado físico del metal u óxido. En cada estado, las entalpías estándar de formación y entropía de los óxidos varían con la temperatura. El cambio de pendiente para cada segmento se debe a una variación en la entropía del sistema, estas líneas son denominadas líneas Ellingham.

El diagrama de energía libre estándar de formación de óxidos puede contar con diferentes escalas para una lectura rápida. La cuadrícula  $\rho_{O_2}$  considera la reacción que involucra la oxidación de un metal sólidos, mediante la reacción:



La cuadrícula  $CO/CO_2$  marca la relación que se puede deducir para la reducción del óxido metálico con monóxido de carbono de acuerdo con:



Generalmente algunos minerales tratados con estos procesos son los óxidos de hierro (magnetita y hematita), cromita, óxidos de manganeso, ilmenita, óxidos de tungsteno y molibdenita.

**Minerales sulfurados.** Vignes (2011) menciona que las rutas pirometalúrgicas de extracción de metales a partir de sulfuros consisten en las siguientes operaciones:

1. Tostación, es decir la oxidación de sulfuros o concentrados en un estado sólido a una temperatura relativamente baja para la formación de óxidos o sulfatos. La oxidación suele ser parcial.
2. Fundición de reducción de sulfuros parcialmente tostados en un horno eléctrico con la extracción de los óxidos mediante tres productos escoria, recuperación de óxidos y extracción de una mata.

3. Fundición mediante la oxidación de concentrados de minerales sulfurados, con una conversión de sulfuros de hierro en un óxido y la extracción de óxidos por una escoria de sílice produciendo una mata.
4. Fundición flash de partículas finas de sulfuros inyectando un gas como oxígeno o aire caliente enriquecido.
5. Primera conversión que consiste en la eliminación completa del sulfuro de hierro de la mata resultante de la fundición.
6. Segunda conversión para en el caso de los sulfuros de cobre pasar de una mata pura de  $Cu_2S$  en cobre blíster a una temperatura de 1,200 °C.

Para un correcto entendimiento de los datos termodinámicos sobre los sulfuros es importante considerar los diagramas de fase (M-S) para metales de Fe, Cu, Ni y Pb en diagramas de Ellingham para la formación de sulfuros y los diagramas de estabilidad de los sistemas M -  $O_2$ -  $S_2$ . Es importante conocer los datos termodinámicos relacionados con las matas. Los diagramas de Ellingham pueden presentar dos escalas que permiten leer directamente la presión parcial de  $P_{S_2}$  o relación ( $P_{H_2S}/P_{H_2}$ ) que estaría en equilibrio con la reacción de sulfuros metálicos (Apéndice D -VI).

El objetivo principal de las operaciones de tostado, fundición y conversión primaria es la eliminación del sulfuro de hierro y la recuperación de cobre o níquel como sulfuros en una mata. El objetivo de la operación de conversión es recuperar el cobre metálico y níquel respectivamente.

### 6.2.2 AGENTES REDUCTORES

Un agente reductor debe estar disponible a un bajo costo y con la pureza requerida. Debe ser capaz de reducir completamente el metal del mineral a una temperatura que se pueda alcanzar fácilmente. El agente reductor y su producto de reacción deben separarse fácilmente y deben disolverse en el metal. El carbono es el agente más utilizado en la reducción de la mayoría de los óxidos.

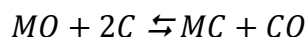
**Carbono.** La estabilidad de óxidos metálicos disminuye con el aumento de la temperatura, la estabilidad el  $CO_2$  es casi independiente de la temperatura y el  $CO$  se vuelve más estable a medida que aumenta la temperatura. Por lo tanto, el carbono puede reducir el óxido de cualquier metal si se alcanza una temperatura lo suficientemente alta. Los metales preciosos y el Cu, Ni, Pb y Sn pueden reducirse con una conversión casi completa del carbono en  $CO_2$ .

El carbón es la forma de carbono más barata y disponible, pero contiene cantidades significativas de material inorgánicos (cenizas), hidrocarburos y humedad. Los dos últimos se eliminan calentando el carbón en ausencia de oxígeno para producir coque, para luego ser utilizado como reductor. Los inorgánicos se mezclan con el carbono y se libera a medida que el carbono es consumido por la acción reductora y se mezclan con la ganga.

El coque se lleva a una combustión parcial en un reactor separado para producir un gas rico en CO, que luego se pone en contacto con el mineral. La línea de  $CO - CO_2$  en el diagrama de potencial de oxígeno y un mineral de óxido, indica que el  $CO$  puede reaccionar con el mineral y formar  $CO_2$  al aumentar el desplazamiento por encima de la línea M - MO para que el metal se reduzca. Por el contrario, la eficiencia máxima alcanzable empleando  $CO$  disminuye a medida que la línea  $M - MO$  se mueve por debajo de la línea de  $CO - CO_2$ .

De esta forma cuando se utiliza  $CO$  como reductor, el consumo total del carbono aumenta a medida que el óxido metálico es estable.

Cuando el metal producido tiende a estar saturado de carbono, el carbono es soluble en el metal. Este el caso de hierro fundido donde el carbono reduce el punto de fusión de  $1,537\text{ }^{\circ}\text{C}$  para el metal a  $1,147\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Esto permite que el proceso en un alto horno para la reducción de minerales de hierro se opere a una temperatura baja que sería factible si el producto fuera hierro puro. La reducción de carbono da lugar a la producción directa del metal como se muestra en la siguiente reacción:



Es importante mencionar que el  $\Delta G^{\circ}$  para el monóxido de carbono se vuelve más negativo con el aumento de la temperatura, el carbono tiene una afinidad mayor por el oxígeno a medida que aumenta la temperatura, lo que indica la gran aplicación del carbono como agente reductor de óxidos a altas temperaturas.

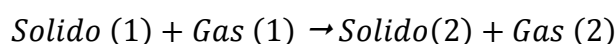
El carbono no se puede utilizar para reducir un mineral sulfurado. Los compuestos  $CS$ ,  $CS_2$ ,  $COS$  formados entre el carbono y azufre son menos estables en la mayoría de los sulfuros metálicos y el metal se convertiría en compuesto con el sulfuro al estar expuestos a estos gases. En la mayoría de los casos el mineral sulfurado debe ser oxidado para generar  $SO_2$  y  $SO_3$  antes de la reducción con carbono.

**Hidrógeno.** Los minerales óxido son capaces de reducirse con  $CO$  pero también se puede reducirse con hidrógeno. Se aplican limitaciones a la conversión de  $H_2$  de  $H_2O$  en términos de desplazamiento de la línea  $M - MO$  por encima o debajo de la línea de  $H_2 - H_2O$  en el diagrama de Ellingham. El hidrógeno y el producto de vapor se eliminan fácilmente de la reacción y no hay contaminación por cenizas. El  $H_2S$  es menos estable que la mayoría de los sulfuros metálicos y los minerales sulfurados primero deben oxidarse antes de la reducción con hidrógeno. En comparación con el  $CO$ , el hidrógeno es costoso de producir, y, en consecuencia, la reducción con hidrógeno es un proceso de mayor costo.

### 6.2.3 TOSTACIÓN DE SULFUROS

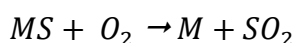
Los minerales sulfurados no pueden reducirse directamente, la primera etapa en el procesamiento de sulfuros es la conversión del mineral sulfurado a un sulfato. Este proceso se lleva a cabo calentando los sulfuros en presencia de oxígeno (Bodsworth, 1994).

Burroughs (1989) define al proceso de tostación como un proceso (reacción gas – sólido) en el que se pone en contacto aire en grandes cantidades enriquecido con oxígeno con el concentrado sulfurado. Esto se hace a una temperatura elevada a la que se combina el oxígeno del aire con el azufre del mineral sulfurado para formar  $SO_2$  gaseoso y con los metales para formar sulfatos u óxidos metálicos. Al producto de la tostación se denomina calcinado. El grado de eliminación del azufre es regulando por el suministro de aire al tostado y por el grado de afinidad que tienen los elementos minerales por el azufre y el oxígeno. La reacción general de la tostación es:

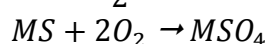
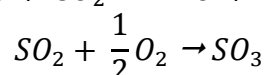
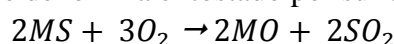


Un mineral sulfurado se somete a tostación para lograr uno o más de los siguientes objetivos:

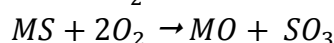
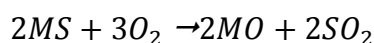
1. Oxidación parcial que causa la pérdida de una porción del contenido de azufre:



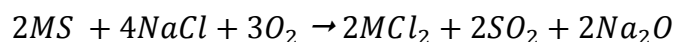
2. Oxidación a sulfatos, que se denomina el tostado por sulfatación:



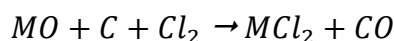
3. Eliminación completa de azufre, es una conversión en óxidos y se denomina como tostado a muerte:



4. Tostación cloridizante en el que se agrega cloro (generalmente NaCl) a la mezcla para convertir la Ag, Cu, Pb en cloruros solubles en agua:



Esta técnica también puede emplear gas  $Cl_2$  o  $HCl$  que se utiliza para convertir óxidos en cloruros solubles en presencia de carbono:

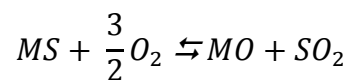


Las condiciones a las cuales se debe llevar a cabo cada proceso depende de las propiedades termodinámicas de los sistemas pertenecientes al metal – azufre – oxígeno (M-S-O). El producto de la tostación del sulfuro forma sulfuros, óxidos, sulfatos y sulfatos básicos, se deben de considerar equilibrios adicionales. La constante de equilibrio para cada una de las reacciones antes mencionadas de la tostación es posible determinar los valores de  $P_{O_2}$  y  $P_{SO_2}$  (presión de equilibrio) en el que cada uno de los productos de la tostación se encuentra en equilibrio con el sulfuro metálico a una temperatura constante.

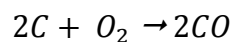
La alimentación del proceso de tostación generalmente un concentrado proveniente de la planta de flotación. La temperatura del proceso puede ir de 800 °C a 900 °C dependiendo de la composición y tamaño de las partículas del concentrado, la velocidad de la reacción puede disminuir rápidamente con la disminución de la temperatura. En ocasiones a temperaturas bajas entre 500 °C a 600 °C dependiendo de la composición del concentrado, se puede obtener una velocidad de reacción aceptable.

La tostación es una reacción heterogénea, en donde la capa de óxido se forma primero y permanece como una capa porosa a través de la cual puede pasar el oxígeno hasta la parte interna del sulfuro y reaccionar con el azufre para formar  $SO_2$  (Bodsworth, 1994).

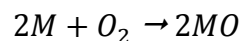
Este paso se vuelve difícil al ir engrosándose la capa porosa del óxido y se producen algunas reacciones reversibles en el interior de las partículas al ir aumentando las concentraciones de  $SO_2$ :



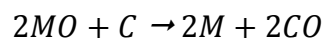
Para comprender el proceso de tostación es importante prestar atención a la siguiente reacción:



Esta reacción muestra que el volumen de productos de reacción (2 mol de CO) es mayor que el de los reactivos (2 mol de carbono sólido más 1 mol de oxígeno). Aplicando el criterio de aumento de volumen por mol que acompaña la reacción en estado estándar, el caso de oxidación de metales:



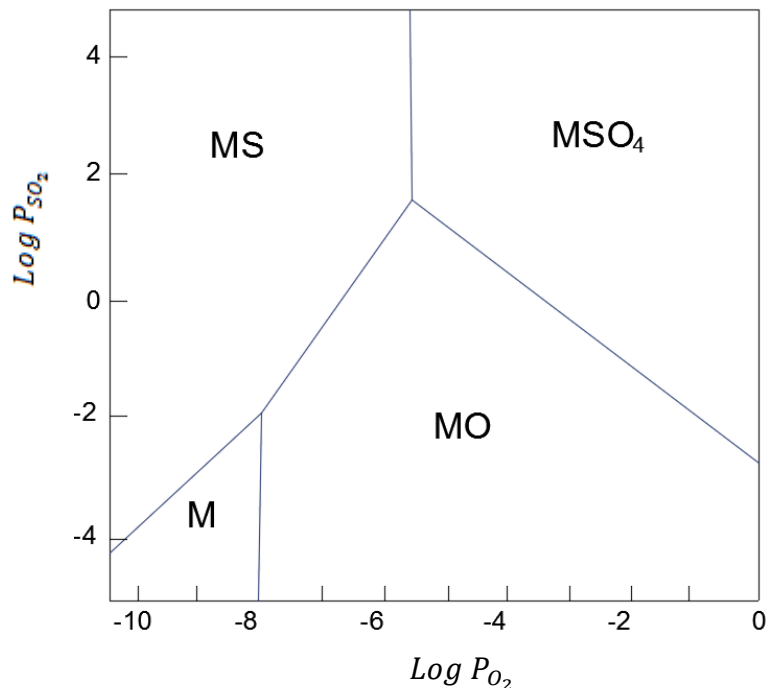
Por lo tanto, la energía de libre de la reacción se reducirá, es decir se volverá más negativa por un aumento en la presión de  $O_2$  para permitir la reacción de reducción:



Se observa que a mayor presión la temperatura de reacción es mayor y se puede alcanzar un equilibrio de acuerdo a la temperatura y presión en el reactor, esto lleva a la construcción de diagramas de predominio. Estos diagramas de temperatura contra presión permiten conocer bajo cuales condiciones pre-existen  $MO$  y  $C$ , y bajo cuales  $M$  y  $CO$  dominaran.

Estos diagramas de fases termodinámicas para las reacciones de tostación en una temperatura constante son ampliamente utilizados, en la Figuras 6.5 se proporciona un ejemplo del sistema  $M - S - O$ . Este diagrama muestra los rangos de las composiciones de gases (presiones parciales de dióxido de azufre y oxígeno) sobre el cual cada fase ( $M, MS, MO, MSO_4$ ) pre -existe individualmente o se encuentra en equilibrio con otra fase o fases dependiendo de la presión parcial de ambos gases. La aplicación de la regla de fases al sistema ternario  $M - S - O$  muestra que a una temperatura fija y una presión total dada de la fase gaseosa puede coexistir un máximo de tres fases.





**Figura 6.5** Diagrama de fases termodinámico hipotético para el tostado de un concentrado a temperatura constante. Adaptado de Moore et al. 1981.

A una temperatura fija, los valores de  $P_{O_2}$  y  $P_{SO_2}$  necesario para mantener el equilibrio entre dos fases condesadas. Las áreas delimitadas por las líneas que representan los valores de  $P_{O_2}$  y  $P_{SO_2}$  sobre las cuales solo una fase es estable. Por ejemplo, si las condiciones de tostado corresponden a cualquier punto en la región de *MO* en la Figura 6.5, el producto final será un óxido; si las condiciones corresponden a un punto en la línea que separa las regiones *MO* y *MSO<sub>4</sub>*, entonces se obtendrá una mezcla de sulfato y óxido en la tostación. El metal será el producto de la tostación si la temperatura para los valores de  $P_{O_2}$  y  $P_{SO_2}$  se mantiene dentro de la región *M*.

Al aumentar o disminuir  $P_{O_2}$  o  $P_{SO_2}$  la calcina o sulfuro metálico es estable, otros cambios en  $P_{O_2}$  o  $P_{SO_2}$  puede producir otras reacciones en la tostación. El concentrado mineral puede contener otros sulfuros metálicos, cada uno con sus propias áreas de dominio de fase. Al examinar los diagramas apropiados de cada especial mineral, es posible obtener información que permite seleccionar las condiciones de tostación apropiadas para cada concentrado.

Una de las operaciones de tostado más comunes es la tostación parcial en la cual el concentrado contiene diversos sulfuros metálicos para oxidar preferentemente los sulfuros metálicos de impurezas y reducir el nivel de azufre presente. Los óxidos metálicos formados pueden separarse y recogerse en una escoria en la fundición. Por lo tanto, el tostado parcial se realiza en los sulfuros de metales más nobles a partir de los cuales las impurezas se oxidan fácilmente. Las relaciones de  $\Delta G^\circ - T$  para las reacciones de tostado con algunos sulfuros se muestra en la Figura 6.6. Las líneas de reacción en la parte inferior del diagrama indican los sulfuros metálicos que se convierten fácilmente en un óxido en las condiciones adecuadas.

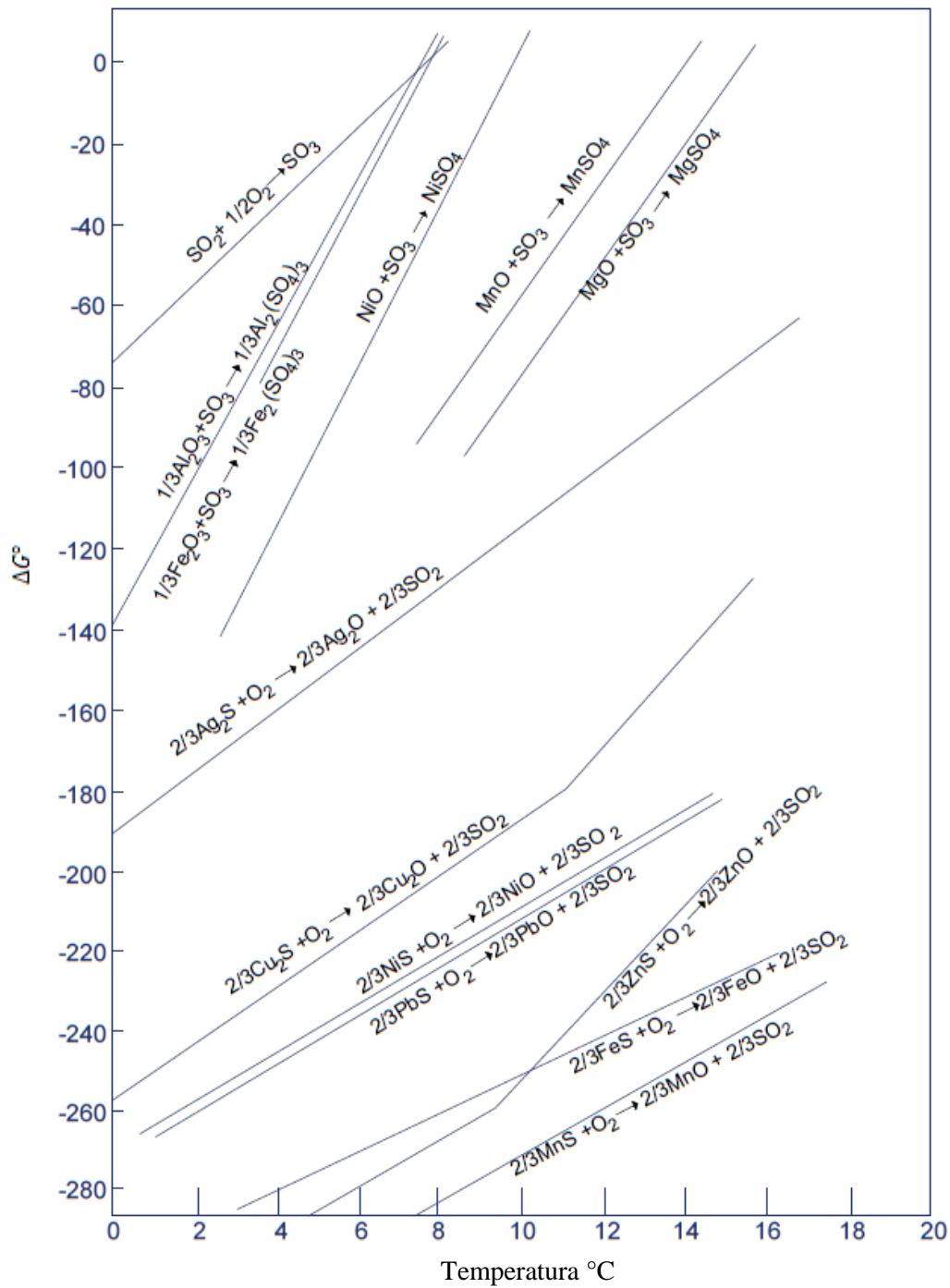
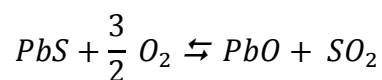
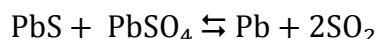
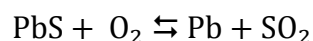
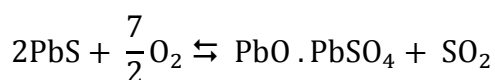
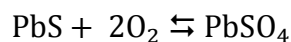


Figura 6.6 Diagrama  $\Delta G^\circ - T$  para las reacciones de tostado más importantes. Adaptado de Moore et al., 1981.

En la tostación de sulfuros existe una serie de reacciones que tienen lugar durante el proceso, por ejemplo, los sulfuros de plomo la reacción primaria de la tostación es:



Otras reacciones secundarias que pueden ocurrir son:



La mayoría de las reacciones son altamente exotérmicas y con un cambio de energía libre de Gibbs altamente negativos. Las dos últimas reacciones de reducción son endotérmicas y tiene un cambio negativo de energía libre de Gibbs solo a alta temperaturas. Los equilibrios de estas reacciones están controlados por las presiones parciales del oxígeno y dióxido de azufre, y pueden explicarse con referencia en el diagrama de fase para el sistema Pb – S – O como se muestra en la Figura 6.7.

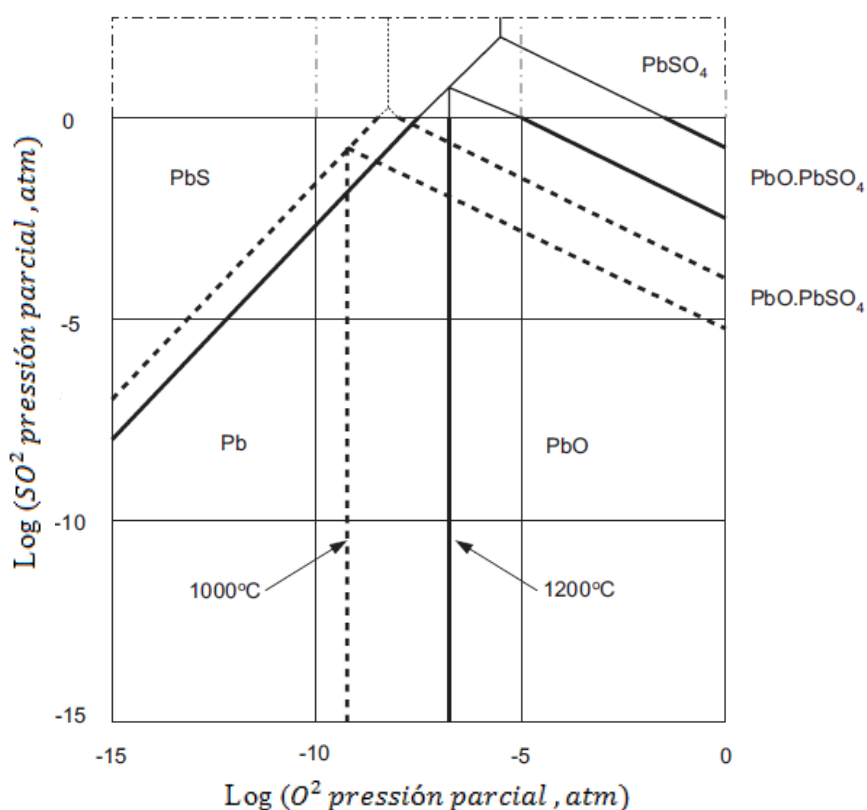


Figura 6.7 Diagrama de fases del sistema PbO –S – O. Adaptado de Sinclair (2009).

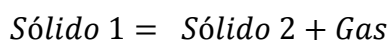
El diagrama de fases muestra los límites de equilibrio entre las fases a dos temperaturas 1,000 y 1,200 °C en términos del  $\log_{10}$  de las presiones parciales del equilibrio de dióxido de azufre y oxígeno. Para maximizar la formación de  $PbO$  y asegurar que se evite la formación de sulfatos, la temperatura debe ser alta y los niveles de  $SO_2$  bajo, si hay un exceso de oxígeno. Esto se logra eliminando el  $SO_2$  generado de la zona de reacción con un alto flujo de gas. Si los niveles de oxígeno son bajos, existe la posibilidad de formar plomo metálico, este efecto es más probable a altas temperaturas (Sinclair, 2009).

La tostación se lleva a cabo en hornos de hogar múltiple y lechos fluidizados que requieren de un material fino y proporciona calcinados finos que se trata posteriormente en hornos de reverbero, hornos de cuba o hornos eléctricos. La elección del proceso de tostación depende de la clase de proceso de fusión al que se somete los calcinados después de la tostación (Burroughs, 1989).

### 6.3 CALCINACIÓN

La calcinación implica la aplicación de energía térmica para disociar y eliminar el agua de los hidratos, dióxido de carbono y otros gases ligados químicamente a los minerales. La calcinación se realiza con frecuencia en hornos rotativos, hornos de cuba y reactores de lecho fluidizado para crear una atmósfera controlada.

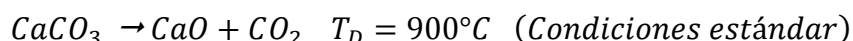
Gupta (2003) menciona que el término calcinación se utiliza para denotar la descomposición térmica de un sólido y se expresa mediante la reacción:



La calcinación es una operación unitaria utilizada en la metalurgia de procesos, el compuesto representado como sólido uno suele ser un carbonato y el sólido dos un óxido. La calcinación implica la descomposición química del carbonato en un proceso térmico a una temperatura por encima de la temperatura de descomposición del mineral o reduciendo la presión parcial del producto gaseoso por debajo de la presión parcial de equilibrio para una temperatura constante. La descomposición de un carbonato, está representada por la reacción:



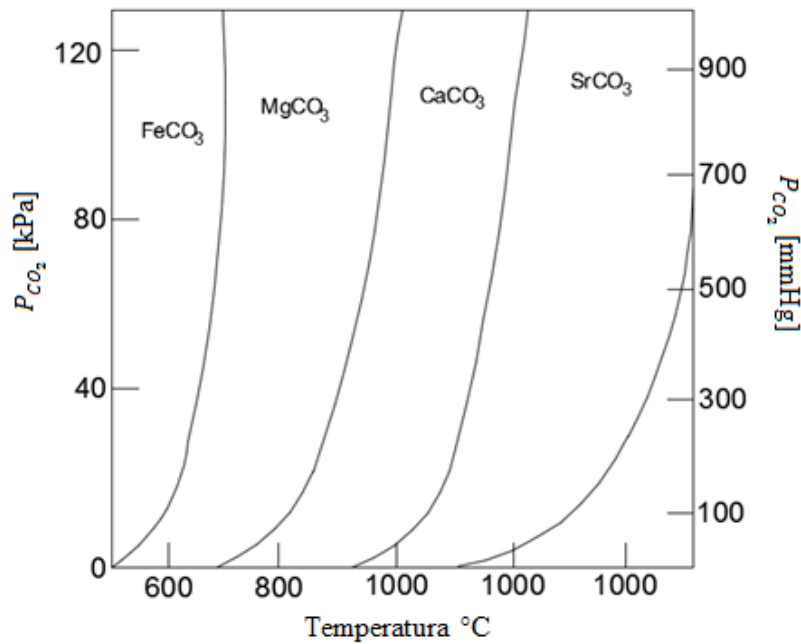
Por ejemplo:



La calcinación se emplea principalmente para eliminar agua,  $CO_2$  y otros gases que están unidos químicamente a los hidratos y carbonatos metálicos, ya que estos minerales tienen temperatura de descomposición relativamente bajas. Suponiendo que las fases sólidas son puras, la presión de equilibrio del dióxido de carbono es entonces una función solo de la temperatura:

$$P_{CO_2} = K = \exp\left(\frac{-\Delta G^0}{RT}\right) \quad (6.3.1)$$

Donde K es la constante de equilibrio,  $\Delta G^0$  es el cambio de energía libre involucrado con la ocurrencia de la reacción. En la Figura 6.8 se muestra un gráfico de la presión de equilibrio del dióxido de carbono en función de la temperatura.



**Figura 6.8** Efecto de la temperatura sobre la presión de disociación de carbonatos. Adaptado de Gupta (2003).

Se observa que a medida que aumenta la temperatura, la presión de equilibrio del dióxido de carbono exhibe un rápido aumento. La temperatura a la cual la presión de equilibrio alcanza 1 atm difiere de una sustancia a otra pero todas estas temperaturas son alcanzables.

Por ejemplo, la temperatura requerida en el caso del carbonato ferroso es de 200 °C, las requeridas para el carbonato de magnesio y el carbonato de calcio son de 400 °C y 900 °C respectivamente; los requisitos de temperatura para el carbonato de estroncio, el carbonato de bario y el carbonato de sodio son más altos. El punto de descomposición de los carbonatos se refiere a la temperatura a la cual  $P_{CO_2} = 1 \text{ atm}$ .

La presencia de impurezas causa un cambio en el punto de disociación. Esto implica que la temperatura de equilibrio y la presión de la reacción de descomposición del carbonato se desplazan.

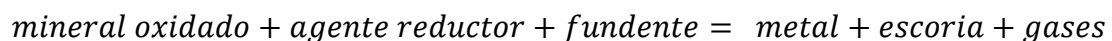
### 6.3 FUNDICIÓN

El proceso de fundición involucra hacer reaccionar un mineral a una temperatura para extraer un metal. La fundición es una técnica antigua para extraer un metal de un mineral mediante el uso de altas temperaturas que implica reacciones químicas.

En ocasiones, el proceso de fundición produce un metal crudo directamente de un paso “fundición instantánea”; cuando se habla de un metal crudo se hace referencia a un metal que contiene elementos trazas y requiere de una refinación para obtener un producto final para el mercado. Los ejemplos típicos son la producción de arrabio en los altos hornos, fundición de lateritas de níquel calcinado en un horno eléctrico para producir ferroníquel, fundición directa de plomo metálico. En otros casos, la etapa de fundición primaria tiene el objetivo de producir un metal intermedio o un producto metálico llamado mata como es el caso de la función de cobre (Mackey y Kennedy, 2019).

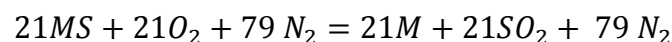
En general en la fundición los componentes de la carga en estado fundido se dividen en dos o más fases como escoria, mata o metal líquido. La fundición no implica necesariamente una refinación pero puede realizar ajustes de la composición de la escoria, potencial de oxígeno y temperatura para que los componentes indeseables se separen de la fase metálica, entre escoria, gas o fases de vapor.

Burroughs (1989) definen a la fundición como un proceso de concentración en que una parte de impurezas de la carga forma un producto ligero llamado escoria que se separa por gravedad de la porción más pesada que contiene los componentes metálicos económicos. La carga del horno debe fundirse para que sea posible la separación por gravedad de la escoria y metal. El proceso general de fundición se puede representar como:

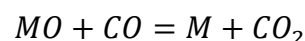
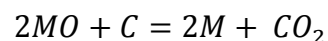


La fundición proporciona un proceso de separación líquido – líquido que puede controlarse para que una cantidad de impurezas se separe y se recolecte en la escoria, dejando la mata o el metal que se quiere extraer. También la fundición se puede considerar una etapa de concentración del metal formando una mata a partir de un mineral sulfurado, mientras que en minerales oxidados el proceso de extracción conduce a un metal crudo (Moore et al., 1981).

La temperatura del reactor para la etapa de fundición se determina por el rango de fusión de impurezas y el mineral metálico. Los metales extraídos por fundición son el cobre, níquel, plomo, zinc, estaño, hierro, cromo, niobio, titanio y aluminio. Las reacciones de fundición cuando se trata de sulfuros implican una reacción de oxidación a alta temperatura utilizando aire enriquecido con oxígeno para producir la mata, mediante la reacción:



El tratamiento de un mineral oxidado para recuperar el metal implica una reducción a una alta temperatura típicamente con coque o en ocasiones gas natural por el  $CO$  producido por la reacción de carbono con oxígeno se consigue la reducción, la reacción general es:



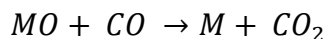
Los componentes de la escoria están formados por los óxidos de la carga tanto los que se encuentran en forma natural en el mineral como la sílice y los que se han oxidado durante la tostación. Los óxidos tienen altos puntos de fusión que los compuestos metálicos que contiene la carga, es necesario agregar fundentes siendo los más frecuentes el  $SiO_2$  o  $CaO$  para formar una escoria a un menor punto de fusión. Es fundamental que la escoria se funda y esté completamente líquida a la temperatura de operación del horno para que los componentes metálicos puedan separarse fácilmente y asentarse en la capa inferior para facilitar el manejo de la escoria y extraerla del horno.

Las matas son sulfuros fundidos mixtos de metales pesados, por lo tanto se produce un concentrado de sulfuros. Una tercera capa líquida inmiscible puede estar presente si el arsénico y antimonio están presentes en el concentrado con la formación de una mezcla de arseniuros fundidos y antimoniuros de metales pesados, llamado speiss.

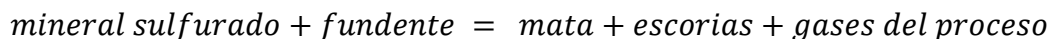
Por ejemplo, el azufre que forma parte de la escoria en la fundición de hierro, la mata de cobre en la fundición de plomo y el speiss de cobalto en la fundición de cobre. Los sulfuros metálicos tienen puntos de fusión bajos en comparación con los óxidos metálicos, por lo tanto, la fundición de la mata se puede realizar a temperaturas más bajas que la fundición de un mineral óxido.

En el proceso de fundición, el mineral fino se sobrecalienta en la atmósfera del horno por encima del punto de fusión de la escoria. Las partículas finas producen altas áreas de contacto entre el gas, agente reductor y el concentrado. Cuando el concentrado está en forma de aglomerados o se requiere un alto potencial de reducción, se utilizan un alto horno para llevar a cabo la operación de fundición.

El aire precalentado se introduce a través de toberas en la base del eje o pila del alto horno. El aire reacciona con el coque para producir  $CO$  que actúa como un gas reductor. En este caso, el coque se usa como agente reductor indirecto, ya que el coque por sí solo no realiza la reducción se requiere de  $CO$ . El monóxido de carbono reduce el óxido metálico a su estado metálico:

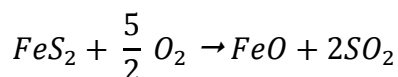
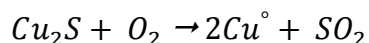
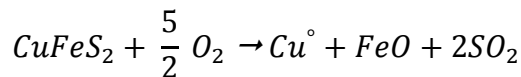


La fundición implica un fundente sin un agente reductor, esto da como resultado la producción de una mezcla fundida de sulfuros conocida como mata, la ganga asociada con los fundentes forma parte de la escoria. La reacción general de esta operación es:

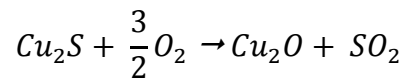


Por ejemplo, en los sulfuros de cobre, se lleva a cabo una tostación previa a la fundición. La tostación del sulfuro de cobre da como resultado la oxidación parcial del azufre a  $SO_2$  y la oxidación parcial de los sulfuros de hierro a sulfatos y óxidos de hierro. La oxidación de los sulfuros de hierro asociados al mineral de cobre a óxido ferroso, permite que este se elimine en la escoria de manera sencilla en comparación con los óxidos superiores de hierro como el  $Fe_2O_3$  y  $Fe_3O_4$ . Los óxidos y sulfatos de cobre producto de la tostación se someten a la fundición empleando carbono como reductor, para producir cobre metálico y una mata.

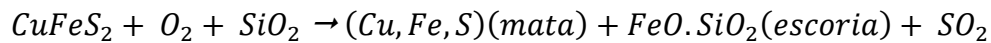
Schlesinger et al. (2011) señalan que la fundición de matas se lleva a cabo a temperaturas entre  $1,150\text{ }^\circ\text{C}$  y  $1,250\text{ }^\circ\text{C}$  de concentrados parcialmente tostados, el producto principal del proceso de fundición es una mata de  $Cu - S - FeS$  con un 35 % a 65 % de cobre. Los constituyentes principales de una carga de fundición son los sulfuros y óxidos de cobre - hierro, además de óxidos como  $Al_2O_3$ ,  $CaO$ ,  $MgO$  y  $SiO_2$ . Teóricamente, estos componentes podrían reaccionar directamente para producir  $Cu$  metálico y óxido ferroso:



La fundición de un concentrado de cobre genera cobre fundido y escoria que contiene fundentes, ganga y  $FeO$ . Sin embargo, condiciones oxidantes, el sulfuro de cobre forma un óxido:



Cuando esto sucede, el  $Cu_2O$  se disuelve en la escoria de la fundición. La mayor parte del hierro en el concentrado de cobre forma parte de la escoria, un mayor porcentaje de escoria significa una mayor cantidad de cobre perdido. Elevando la temperatura del concentrado de sulfuros a una temperatura de 1,200 °C y 1,250 °C, se genera una mata líquida y escoria:



Las operaciones de fundición se llevan a cabo en altos hornos de reverbero, hornos de arco eléctrico, altos hornos y en hornos de función flash (Biswas y Davenport, 1993).

**Matas.** Las matas son soluciones líquidas de sulfuros producto de la fundición de minerales sulfurados. Los minerales sulfurados de cobre y sulfuros de níquel son los materiales primarios más importantes para extraer cobre y níquel metálico. El dominio de la estabilidad de una mata a una temperatura determinada puede expandirse alrededor de los compuestos sulfurados. Es importante considerar que las matas son excelentes disolventes de metales preciosos.

Las matas se pueden considerar como mezclas de cationes incrustados en una red de aniones de  $S^{2-}$  y  $O^{2-}$ . Por ejemplo para el cobre se tiene una mezcla de cationes  $Cu^+$  y  $Fe^{2+}$  incrustados en una red de aniones de  $S^{2-}$  y  $O^{2-}$ . Cuando una mata contiene un exceso de una especie metálica por encima de la composición estequiometría, esta especie metálica puede considerarse como un elemento en estado metálico. Por lo tanto, las matas pueden estar compuestas de aniones, cationes y otros elementos.

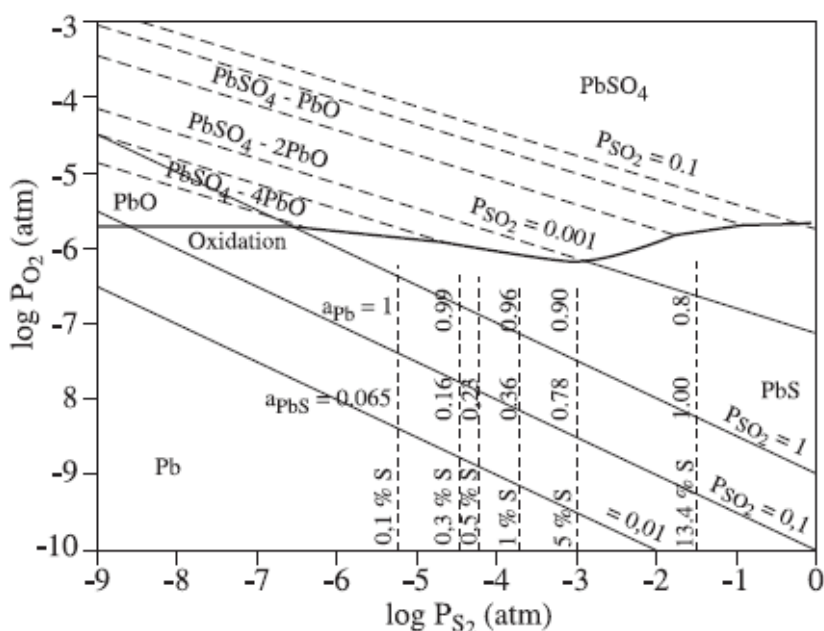
Termodinámicamente, las matas se pueden describir mediante las actividades estándares de las especies metálica, azufre y oxígeno para conocer su estabilidad. Para una comprensión de la formación de mata se utilizan los diagramas de fase M – S.

En un sistema Cu – S se presenta una brecha de miscibilidad entre 1,100 °C y 1,400 °C con una fase rica en cobre cuyo contenido de azufre varía de 1.33 % a 1,200 °C, del 2 % a 1400 °C y una fase mata alrededor de la composición  $Cu_2S$  a 1,200 °C, bajo un  $P_{S_2} = 1$  atm. En las matas también se tiene fases M –M –S, donde se emplean diagramas ternarios de fases en el caso del cobre la mata está formada por hierro y una fase rica en cobre.

En una atmosfera oxidante durante el proceso de fundición y conversión, cuando está en contacto con los óxidos producidos por estos procesos, las matas pueden disolver una gran cantidad de oxígeno. El contenido de oxígenos de una mata binaria Cu – S o uno ternario Cu – Fe – S para una composición dada depende de las presiones parciales  $P_{O_2}$  y  $P_{S_2}$  en la fase gaseosa en equilibrio con la mata.



Para el sulfuro de plomo por encima de una temperatura de fusión de 1,118 °C, el sistema se compone de dos fases líquidas; una solución continua de plomo metálico a  $PbS$ . En donde la solubilidad del oxígeno es baja; y una fase de oxisulfato ( $PbO - PbSO_4$ ). La mata a 1,200°C solo es estable para presiones parciales de oxígeno a  $P_{O_2} < 10^{-6}$  atm, ver Figura 6.9.



**Figura 6.9** Diagrama de estabilidad a 1,200 °C del sistema Pb-O-S. Adaptado de Vignes (2011).

**Escorias.** Son una mezcla fundida de óxidos metálicos y silicatos, se forman en operaciones de fundición donde los metales contienen contaminantes como  $SiO_2$ ,  $MgO$  y  $Al_2O_3$ . Las escorias también se forman en la conversión de la mata o en el refinado de metales crudos donde absorben impurezas oxidadas como  $P_2O_5$ ,  $MnO$  o  $SiO_2$ . Los fluoruros se agregan intencionalmente para disminuir la temperatura de la escoria y evitar que adsorban metales de interés (Vignes, 2011).

En los procesos de fundición, la escoria puede parecer simplemente un desecho de la fundición tras haber sido separada de la mata. Pero esto es incorrecto, en algunos casos la escoria por diseño se convierte en el producto económico y el metal reducido es un subproducto de la escoria. Por ejemplo, la ilmenita se mezcla con carbón y luego se funde para producir un subproducto de arrabio y una escoria que contiene valores altos de titanía. Por citar otro ejemplo, se puede hacer referencia a las escorias de plomo en un alto horno. La mayoría de las escorias de fundición no ferrosas no tienen valor y se desechan.

El contenido de la escoria de cobre en la fundición de sulfuros de cobre, tiene una concentración que oscila entre 0.2 % y 1 % de Cu. La mata es sometida a un proceso de conversión para eliminar el hierro, azufre y otras impurezas, produciendo cobre metálico con una pureza de 99 % llamado cobre blíster. Las escorias del convertidor contienen de 2 % a 15 % de cobre y deben someter a un tratamiento para la recuperación de este cobre residual.

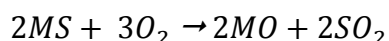
## 6.5 CONVERSIÓN

La conversión se define como la eliminación por vía pirometalúrgica de elementos de una masa fundida producida por un proceso de fundición para permitir el refinado posterior del metal crudo. La conversión es considerada como la segunda etapa de la fundición, en este proceso la mata separa una mayor parte de las impurezas, principalmente hierro y azufre; este es un proceso intermitente que en ocasiones se lleva a cabo en dos pasos (Burroughs, 1989).

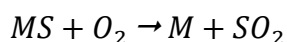
La primera etapa de conversión constituye la oxidación prematura de los sulfuros de hierro existentes en la mata a óxido de hierro y anhídrido sulfuroso gaseoso por la afinidad entre el hierro y oxígeno. Una práctica común es agregar sílice para producir una escoria de silicato de hierro.

La segunda etapa de conversión se centra en los metales que no se oxidan con facilidad y consiste en oxidar el azufre residual después que se ha oxidado la mayor parte del sulfuro de hierro. Después de la segunda etapa de la conversión se obtiene un metal relativamente puro que se extrae del convertidor para su refinación posterior.

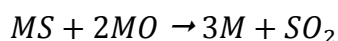
El proceso de conversión se lleva a cabo mediante la inyección de aire, oxígeno o aire enriquecido a la carga de mata líquida en un convertidor, en este reactor se llevan a cabo procesos de oxidación preferencial de los sulfuros metálicos y las impurezas, donde los elementos con mayor afinidad por el oxígeno se oxidan a sus respectivos óxidos y se recolectan como una escoria, la reacción general es:



El proceso se realiza en convertidores tipo Peirce – Smith, Hoboken o rotatorio donde el aire enriquecido es inyectado para controlar la conversión del metal más noble (óxido metálico menos estable) del metal de interés, mediante la siguiente reacción:



Debido al mayor volumen de  $MS$  en comparación con los sulfuros metálicos de las impurezas, la oxidación de  $MS$  a  $MO$  se lleva a cabo primordialmente seguido de una reacción entre  $MS$  y  $MO$ :

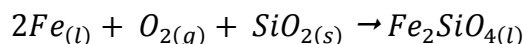


Moore et al. (1981) mencionan que en la práctica, esto se logra agregando un mayor porcentaje de  $MS$  al convertidor o reduciendo la presión parcial del oxígeno. Por lo tanto, la oxidación de un sulfuro metálico a su estado metálico es posible cuando la reacción tiene un cambio negativo de energía libre. Este es el caso del cobre y el plomo por encima de los 900 °C y metales como el Au y Ag, excluyendo al hierro.

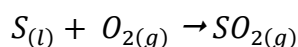
En algunos casos la escoria del convertidor se regresa al horno de fundición para recuperar valores metálicos. Una gran cantidad del calor producido en la conversión puede aprovecharse para la fundición directa de concentrados de alta ley. Actualmente los convertidores combinan la fusión y la conversión en una operación continua.

En la fundición de sulfuros de níquel donde se tiene una mata de sulfuros con un bajo contenido de hierro. Esta mata se produce oxidando el hierro en el horno de fundición con aire empleando el convertidor Peirce – Smith a una temperatura cercana a 1,200 °C. La mata de la fundición contiene generalmente 15 – 40 % Ni, 20 – 40 % Fe y 20 % - 25 % S. El producto de la conversión contiene 40 – 70 % Ni, 0.5 – 4 % Fe, 21 % - 24 % S y el resto es Cu y Co. La conversión es la manera más eficiente para eliminar la mayor parte del hierro de la mata (en forma de silicato de hierro) antes de enviarlo a su refinación (Crundwell et al. ,2011).

La conversión elimina el hierro de la mata por su reacción con oxígeno, la reacción general:



Una parte del azufre también se oxida durante la conversión:



La oxidación del azufre, se vuelve probable a medida que disminuye el contenido de hierro en la mata. En estas condiciones resulta desfavorable la oxidación del níquel, cobre, plata, oro y platino por consecuencia estos elementos permanecen en la mata.

Crundwell et al. (2011) indican que la conversión en la metalurgia del níquel tiene dos principios básicos:

1. El hierro se oxida preferentemente del níquel, así como de valores de Cu, Au, Ag y Pt.
2. La escoria producida por la oxidación del hierro es inmisible con la mata.

La escoria se envía a un horno eléctrico para la recuperación adicional de níquel. La mata del convertidor se refina para obtener productos de níquel puro, siendo la vía hidrometalurgia el principal método para obtener níquel de alta pureza a partir de la mata de sulfuros.

En la práctica, la conversión se basa en la reacción de oxígeno o aire enriquecido, ya sea con mata en un estado sólido usando tecnologías de suspensión o flash, introduciendo un baño de mata fundido con tecnologías de toberas sumergidas o empleando un horno de fusión en baño. Las operaciones de fundición y conversión se tratan de acuerdo con el patrón de contacto del gas oxidante y la mata, donde se pueden encontrar:

1. Operaciones de fundición instantánea, se llevan a cabo mediante los siguientes procesos:

- Proceso de Outokumpu para concentrado de cobre y níquel.
- Proceso INCO para concentrado de Ni – Cu.
- Proceso de Kivcet para concentrado de Pb – Zn.

2. Operaciones de fundición y conversión en un baño de mata con la inyección de aire:

- Convertidor Pierce- Smith para convertir matas de cobre y níquel.
- Reactor de fundición y convertidor continuo Noranda para el conversió cobre blíster.
- Proceso de fundición directa de plomo QSL para conversión directa de plomo.

3. Operaciones de fundición y conversión en un baño de mata con la inyección de aire:

- Convertidor rotativo de inyección superior de oxígeno (TBRC)
- Convertidor de agitación para producir cobre semi – blíster
- Proceso Mitsubishi para sulfuros de cobre - hierro

## 6.6 REFINACIÓN

Kennedy y Mackey (2019) señalan que la refinación es la operación final en la que se eliminan elementos nocivos o aleaciones en bruto que resultan de la conversión de la mata. La operación de refinación de metales o metalurgia secundaria se considera un proceso separado del proceso extractivo.

El objetivo de los tratamientos de refinación es la eliminación o remoción de elementos nocivos para la calidad de los productos terminados. En algunos casos estas impurezas tienen un valor económico como el caso de la plata, oro y metales del grupo de platino por lo tanto su recuperación es de gran importancia.

El tipo de refinación a emplear para la purificación del metal impuro que se recibe del proceso de fundición – conversión depende de las impurezas y las cantidades a separar, así como de la pureza deseada del producto metálico refinado sea que se traten de recuperar o no las impurezas como un subproducto.

Burroughs (1989) existen tres tipos diferentes de refinación: térmica, electrolítica y química. Otros tratamientos de refinación emplean varias etapas de procesamiento, como procesos electroquímicos, electrorefinación o un tratamiento hidrometalúrgico.

Vignes (2011) señala que en la mayoría de los aceros y aleaciones no ferrosas, el oxígeno, azufre, hidrógeno, nitrógeno, arsénico y antimonios son elementos que deben eliminarse por su efecto nocivo sobre las propiedades mecánicas y físicas de los aceros y aleaciones. Al refinar los aceros, se puede garantizar industrialmente concentraciones de oxígenos, azufre y fosforo por debajo de 20 ppm.

**Refinación térmica.** Las impurezas que se separan en la refinación térmica por lo general están presentes en cantidades pequeñas, fracciones de uno por ciento. Esta clase de impurezas se eliminan por una oxidación selectiva, para lo cual se inyecta aire o un agente oxidante al metal líquido y las impurezas se separan en forma de escorias.

La oxidación preferencial de un elemento solo es posible para metales que forman óxidos estables que el metal a refinar, este es el caso de los metales preciosos que no pueden separarse porque su oxidación es lenta.

La refinación de térmica proporciona en el mejor de los casos una pureza de metal de aproximada del 99.5 % y solo es útil para Fe, Cu, Pb y metales nobles. En la metalurgia de extracción no ferrosa, los ejemplos más importantes de este tipo de procesos incluyen la refinación térmica del cobre, ablandamiento del plomo y copelación.

En el cobre blíster, azufre residual y las impurezas como el aluminio, silicio, manganeso, zinc, estaño, hierro, níquel, arsénico, antimonio y plomo se elimina primero por oxidación. Al final de esta etapa, el exceso de oxígeno se elimina mediante un proceso de desoxidación. Posteriormente con un proceso de electrorefinación se obtiene una mayor pureza.

La refinación térmica en el plomo se aplica para conducir a la eliminación de estaño, arsénico y antimonio. Este proceso es conocido como ablandamiento del plomo, el plomo producido en un alto horno contiene impurezas perjudiciales como azufre, arsénico, bismuto, estaño, cobre y antimonio, así como impurezas de alto valor como oro y plata. La refinación del plomo es un proceso de varias etapas debido a las diferentes naturalezas de las impurezas; cada etapa se puede diseñar para eliminar una o dos impurezas principales.

Otro proceso en la refinación térmica es el de metal – metal donde las impurezas de una fase metálica se recolectan en otra fase metálica coexistente y se eliminan. La viabilidad del refinado mediante este proceso se evalúa sobre la base de diagramas de fase del metal a refinar y la impureza. Un ejemplo es el proceso de separación del zinc líquido del plomo donde el zinc crudo que contiene hierro y plomo como impurezas, se refina fundiéndolo y manteniéndolo en un baño a una temperatura de 420 °C a 450 °C en reposo hasta 48 horas. Se separan tres capas de metal fundido, la capa inferior contiene plomo y una pequeña cantidad de zinc; la capa intermedia comprende de una aleación de hierro – zinc y escoria ( $FeZn_7$ ); la capa superior contiene 99.5 % de zinc puro, con aproximadamente 0.5 % de plomo como impureza. En el proceso, solo la capa superior se extrae del horno reverbero y se agrega zinc crudo para compensar la carga y continuar con el refinado.

**Refinación electrolítica.** En este sistema la refinación obtiene la máxima pureza del producto metálico (99.9 %) y permite la recuperación de impurezas valiosas, tales como los metales preciosos que no son recuperables en la refinación térmica como el oro, plata, platino y paladio (Gupta, 2003).

Burroughs (1989) indica que en este proceso el metal que se refina se deposita en placas, las cuales constituyen el ánodo de una celda galvánica, mientras que una lámina delgada del mismo metal puro sirve como cátodo. Al sumergirse estas dos piezas de metal en una solución capaz de conducir apropiadamente la corriente eléctrica y se hace pasar al ánodo una corriente directa o continua; y a través de esta a la solución electrolítica al cátodo y finalmente del cátodo a la fuente de energía para cerrar el circuito.

El objetivo de este proceso es que pasen átomos de metal del ánodo al cátodo dejando las impurezas como un lodo. Esta transferencia de metal del ánodo al cátodo tiene lugar al pasar la corriente por la celda. El metal del ánodo se disuelve en forma de iones metálicos con carga positiva en el electrolito y estos emigran hacia el cátodo.

Las impurezas que contiene el ánodo dependen de su lugar en la serie electromotriz (Tabla 6.1) respecto al metal que se refina. Aquellas impurezas metálicas que están arriba en la serie se disuelven como iones metálicos cargados, mientras que las que están abajo en la serie no se disuelven por lo tanto caen al fondo de la celda y forman un lodo.

La mayoría de las impurezas de valor como oro, plata y los metales del grupo del platino tienen una posición inferior en la serie de fuerza electromotriz que metales como cobre o plomo son procesados por estos métodos electrolíticos. Estas impurezas de valor no se disuelven en electrolito, sino que caen al fondo de la celda como lodo que es extraído periódicamente y tratado para recuperar los valores.

**Tabla 6.1**  
Serie electromotriz de los metales.

Potenciales de electrodo estándar	
Reacción del electrodo	Potencial de reducción $E^0$ [volts]
$Au^{2+} / Au^0$	+ 1.42
$Cl_2 / Cl^-$	+1.36
$Hg^{2+} / Hg^0$	+0.82
$Ag^{2+} / Ag^0$	+0.80
$Fe^{3+} / Fe^{2+}$	+0.77
$Sb^{5+} / Sb^{3+}$	+ 0.75
$SeO_3^{2-} / Se^0$	+ 0.74
$Te^{4+} / Te^0$	+ 0.63
$As^{5+} / As^{3+}$	+ 0.58
$O_2 / OH^-$	+ 0.40
$Cu^{2+} / Cu^0$	+ 0.34
$As^{3+} / As^0$	+ 0.30
$Bi^{3+} / Bi^0$	+ 0.20
$Sb^{3+} / Sb^0$	+ 0.10
$H^+ / H^0$	0
$Pb^{2+} / Pb^0$	- 0.13
$Sn^{2+} / Sn^0$	- 0.14
$Ni^{2+} / Ni^0$	- 0.25
$Co^{2+} / Co^0$	-0. 28
$In^{3+} / In^0$	- 0.34
$Cd^{2+} / Cd^0$	- 0.41
$Fe^{2+} / Fe^0$	- 0.44
$Ga^{3+} / Ga^0$	- 0.56
$Zn^{2+} / Zn^0$	- 0.76
$Mn^{2+} / Mn^0$	- 1.10
$Al^{3+} / Al^0$	- 1. 66
$Mg^+ / Mg^0$	- 2.39

Adaptado de Sinclair (2009).

Las semi-reacciones de la Tabla 5.1 son reversibles, el potencial de electrodo se encuentra en condiciones estándar ( $E^0$ ) en voltios. Para condiciones no estándar, el potencial del electrodo está dado por:

$$E = E^0 \left( \frac{RT}{nF} \right) (\ln(a)) \quad (6.5.1)$$

Donde:

$E^0$ : Potencial del electrodo en condiciones estándar, ver [Apéndice D - II](#) potenciales estándares de reducción con sus semireacciones.

$R$ : Constante de los gases universal ( $8.314 \text{ joulesK}^{-1} \text{ mol}^{-1}$ ).

$T$ : Temperatura en K.

$a$ : Actividad iónica del ion metálico en solución = (concentración molar) (coeficiente de actividad iónica media) que depende de la composición de la solución y la fuerza iónica de la solución.

$F$ : Constante de Faraday 96,500 coulombs por mol.

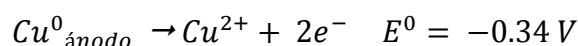
$n$ : Número de electrones involucrados por mol.

En la electrefinación del cobre se busca disolver electroquímicamente cobre de ánodos de cobre impuros en un electrolito que contiene  $\text{CuSO}_4$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  para el electrochapado selectivo del cobre puro de este electrolito sin las impurezas del ánodo. El producto es un cobre libre de impurezas y la recuperación de impurezas valiosas como oro y plata como subproducto.

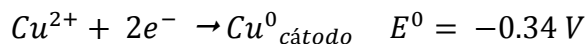
Los ánodos de cobre con una pureza de 98.5 – 99.5 % de Cu se electrefina para producir cátodos con una pureza mayor a 99.997 % de Cu con un contenido menor de 20 ppm de impurezas.

Schlesinger et al. (2011) indican que la electrefinación consta de los siguientes procesos:

1. El cobre se disuelve electroquímicamente desde el ánodo hacia el electrolito, produciendo cationes más electrones:



2. Los electrones producidos por la reacción se conducen hacia el cátodo a través del circuito externo y la fuente de alimentación.
3. Los cationes de  $\text{Cu}^{+2}$  en el electrolito migra al cátodo por convección y difusión.
4. Los electrones y los iones  $\text{Cu}^{+2}$  se combinan en la superficie del cátodo para formar cobre metálico.

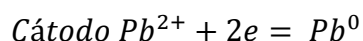
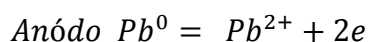


Las principales impurezas en los ánodos de cobre son Ag, As, Au, Bi, Co, Fe, Ni, O, Pb, S, Sb, Se y Te. En el ánodo, los elementos con potenciales de reducción menos positivos que el Cu se disuelven bajo el potencial aplicado, mientras que los elementos con potenciales de reducción más positivos permaneces en forma sólida. En el cátodo, los elementos con potenciales de reducción más positivos se depositan de manera preferencial, mientras que los elementos con potenciales negativos permaneces en solución.

Sinclair (2009) mencionan que la electrorefinación del plomo bullion implica la disolución electroquímica del plomo de un ánodo impuro y el depósito del plomo libre de impurezas en un cátodo de plomo. Las impurezas permanecen en el ánodo como un residuo o un lodo anódico del cual se recuperan metales valiosos como subproductos.

Para el refinado electrolítico, se requiere un electrolito que tenga una solubilidad de plomo razonable, sea estable y tenga una alta conductividad eléctrica. Varios ácidos orgánicos tienen buena solubilidad y conductividad del plomo pero tienden a ser inestables. La mayoría de operaciones de electrorefinación de plomo emplean un electrolito de fluosilicato de plomo y ácido flusilícico.

Los procesos químicos involucrados son la disolución del ánodo de plomo de acuerdo a las siguientes reacciones para producir iones de plomo en solución y la descarga de iones de plomo y la deposición de plomo metálico en el cátodo:



A medida que el plomo del ánodo se disuelve, las impurezas residuales forman un lodo. Para evitar la interferencia de estas impurezas con el flujo de iones de plomo y, por lo tanto, el voltaje de la celda aumenta progresivamente a medida que se consume el ánodo. Los voltajes de las celdas pueden variar desde 0.45 voltios para ánodos nuevos hasta 0.6 voltios para ánodo desgastados.

El plomo catódico se somete a un tratamiento con hidróxido de sodio y una oxidación con aire enriquecido para eliminar los restos de antimonio y estaño antes de fundirlos en lingotes, el producto es de alto grado y puede alcanzar un contenido de plomo del 99.999 %.

La composición de los lodos anódicos es muy variable, pero en general se encuentra Ag, Bi, Pb, Au, Cu, As y Sb. El tratamiento de estos residuos tiene el objetivo de recuperar metales preciosos como la plata y oro, pero también para recuperar plomo y antimonio para su reciclado.

La recuperación de impurezas se logra primero con un lavado y filtrado para luego ser enviados a fundición a una temperatura de 850 a 900 °C en condiciones reductoras en un horno rotatorio. El arsénico y antimonio tienden a acumularse en una escoria de antimoniatado de plomo. La mayor parte del plomo, plata, bismuto, cobre y oro forman una fase de metal fundido que se transfiere a un convertidor donde se inyecta aire a 900 °C.

El arsénico residual y el antimonio residual se volatilizan y se eliminan en una corriente de gas. El plomo, algo de antimonio, cobre y bismuto se forman en una escoria. La escoria se extrae en una etapa intermedia y la oxidación continúa a 1,000° C hasta que se elimina todo el antimonio. La escoria final contiene predominantemente cobre y bismuto y se obtiene un doré como producto.

**Refinación química.** Burroughs (1989) indica que este método se aplica cuando es conveniente tratar por medios químicos el compuesto metálico impuro que se ha producido en la fundición, para obtener un producto metálico refinado de alta pureza. La refinación química incluye procesos como la volatilización, precipitación del vapor metálico y lixiviación.



El proceso de volatilización requiere que el metal por refinar se encuentre en el compuesto gaseoso. Las impurezas que contiene el metal no pueden combinarse con el compuesto gaseoso y quedan excluidas de la reacción. El compuesto gaseoso que se aporta para la reacción de volatilización se regenera al separarse del metal, el cual se deposita como un metal refinado. El reactivo gaseoso se vuelve a usar como vehículo para combinarse con más vapor metálico en otra etapa de volatilización.

La refinación metalúrgica en fase vapor es una reacción metal – gas, la filosofía de este proceso; es si una impureza en un metal tiene una presión de vapor que es significativamente mayor que la del metal, las impurezas pueden eliminarse por volatilización, dejando el metal puro (Tabla 6.2). Por otro lado, si el metal a refinar es más volátil que las impurezas, entonces el metal se puede volatizar, dejando atrás las impurezas. En este caso las impurezas pueden ser un metal menos volátil o un elemento no metálico. Estos procesos regularmente se llevan a cabo en cámaras de vacío para llevar a cabo procesos que no podrían llevarse a cabo a una presión atmosférica.

**Tabla 6.2**

Punto de fusión y temperatura de la presión de vapor para diferentes metales.

<b>Metal</b>	<b>Punto de fusión [°C]</b>	<b>Punto de ebullición [°C]</b>	<b>Temperatura a la que la presión de vapor es 0.010 atm [°C]</b>
Mercurio	-39	357	121
Cadmio	321	765	384
Sodio	98	892	429
Zinc	420	907	477
Telurio	450	990	509
Magnesio	650	1105	608
Calcio	850	1487	803
Antimonio	630	1635	877
Plomo	327	1740	953
Manganeso	1244	2095	1269
Aluminio	660	2500	1563
Plata	961	2212	1334
Cobre	1083	2570	1603
Cromo	1850	2620	1694
Estaño	232	2730	-
Niquel	1453	2910	1780
Oro	1063	2970	1840
Hierro	1539	3070	1760
Molibdeno	2600	4800	3060
Niobio	2468	4927	-
Tungsteno	3380	5400	3940

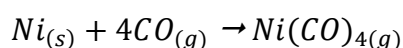
Adaptado de Moore et al., 1981.

Crundwell (2011) señala que la mayoría de los convertidores de mata de níquel obtiene un níquel de alta pureza mediante lixiviación, sin embargo una cuarta parte de la producción de níquel de alta pureza se obtiene mediante el refinado carbonilo gaseoso, el cual es un proceso utilizado en países como Canadá, China, Rusia y Gales.

El proceso de refinación carbonilo consiste en oxidar la mata de níquel, reducir el producto a un óxido de níquel impuro y luego realizar los siguientes procesos:

1. Hacer reaccionar continuamente el níquel impuro con gas de monóxido de carbono (aproximadamente a 50 °C, presión atmosférica) para formar níquel carbonilo gaseoso  $Ni(CO)_4$  en un horno rotativo.
2. Eliminar continuamente el gas de níquel carbonilo y el residuo sin reaccionar en el horno.
3. Descomponer continuamente el gas de níquel carbonilo en monóxido de carbono y níquel de alta pureza poniéndolo en contacto con gránulos de níquel de alta pureza calientes (240 °C).
4. Eliminar continuamente el monóxido de carbono y los gránulos de níquel.
5. Enfriar continuamente el monóxido de carbono y reciclarlo al horno de carbonilación
6. Enviar los gránulos de níquel de alta pureza a fundición.

La formación de níquel gaseoso, ocurre por la reacción:



La lixiviación implica, la disolución selectiva de los valores deseados en una solución lixivante y la precipitación del metal a partir de esta solución. La separación de las impurezas en el metal que se desea refinar se logra mediante el acondicionamiento para la lixiviación de dicho metal y evitando que las impurezas sean solubles.

## REFERENCIAS

- Biswas A. y Davenport W. (1993). El Cobre Metalurgia Extractiva (pp. 77-80, 97 – 104, 197-205). Limusa.
- Bodsworth C. (1994). There Extraction and Refining of Metals (pp. 123 - 140). CRC Press.
- Burroughs C. (1989). Metalurgia Extractiva No Ferrosa (pp. 19 -161). Limusa.
- Crundwell F., Moats M., Ramachandran V. y Robinson T., Davenport W. (2011). Extractive Metallurgy of Nickel, Cobalt and Platinum – Group Metals (pp. 269 – 271, 70 – 75). ELSEVIER.
- Dannatt W. y Ellingham T. (1948) Roasting and Reduction Processes. A general survey. Discuss. Faraday Soc. 4:126-139.
- Gupta C. (2003). Chemical Metallurgy (pp. 343 – 359, 428 - 438). WILEY – VCH.
- Havlík T. (2008). Hydrometallurgy. Principles and application (pp. 6-7). Cambridge International Science.
- Lampke J. y Meltke K. (2012). Systematization of the Influences on Pelletizing. XXVI International Mineral Processing Congress.
- Mackey P. y Kennedy D. (2019). Conversión and Refining. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 1489 - 1491). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Mackey P. y Kennedy D. (2019). Smelting. En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.). Mineral Processing & Extractive Metallurgy (pp. 1461 - 1464). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Moore J., Boyce E. y Brooks M. (1981). Chemical Metallurgy (pp. 243 - 257). British Library Cataloguing.
- Schlesinger M., King M., Sole K. y Davenport W. (2011). Extractive Metallurgy of Copper (pp. 73 -74, 129 -134, 237 - 240). ELSEVIER.
- Sinclair R. (2009). The Extractive Metallurgy of Lead (pp. 227 -230). Australia: The Australasian Institute of Mining and Metallurgy.
- Vignes A. (2011). Extractive Metallurgy 1 Basic Thermodynamics and Kinetics (pp. 41 - 62) John Wiley & Sons.
- Vignes A. (2011). Extractive Metallurgy 3 Processing Operations and Routes (pp. 185 – 189) John Wiley & Sons.

## 7. EVALUACIÓN DE PROYECTOS MINERO METALÚRGICOS

El análisis de inversión es el estudio del rendimiento probable de una inversión propuesta con el objetivo de evaluar la viabilidad del desarrollo de un proyecto. El objetivo financiero de una empresa minera es maximizar el valor de las reservas mineras otorgando un beneficio a los accionistas. Para lograr este objetivo es importante en una primera instancia determinar la calidad del yacimiento en términos de tonelaje y ley, características metalúrgicas y geotécnicas del depósito. Los fines de este capítulo es otorgar las bases para determinar la viabilidad económica de un proyecto minero metalúrgico.

Antes del diseño de una planta de beneficio se sigue un número de pasos que cumplen con un ciclo desde la exploración hasta terminar con una planta concentradora en funcionamiento. Cuando se toma la decisión de explotar un yacimiento y procesar el mineral, se desarrollan numerosos estudios para determinar las reservas del mineral, métodos de explotación, tonelaje diario extraído y/o procesado, diseño de la planta de beneficio y financiamiento. Las pruebas metalúrgicas proporcionan la información suficiente para la selección del circuito, datos sobre el flujo de materiales y las características del procesamiento. Antes de construirse una planta, se debe hacer una estimación de la inversión de capital necesario y costos de operación para demostrar que el diseño establecido otorga un beneficio económico.

### 7.1 ESTUDIOS DE FACTIBILIDAD

La minería por su naturaleza es una actividad temporal con un comienzo y un final; incluso una repetición del ciclo a medida que el precio de los metales cambia o exploración proporciona recursos adicionales. Durante las etapas de exploración, desarrollo y evaluación, pruebas metalúrgicas, construcción, operación y cierre se requiere de grandes inversiones durante un largo período de tiempo antes que el flujo de efectivo sea positivo. Los resultados de cada etapa se presentan en estudios de factibilidad (Schnell, 2019).

Un estudio de factibilidad consta de la preparación de una serie de informes a medida que se obtiene información del proyecto y se completan los trabajos de ingeniería. Los informes de las primeras etapas incluyen un estudio de alcance seguido de un estudio conceptual. Solo cuando se pretende avanzar el proyecto se requiere de estudios de factibilidad para evaluar el alcance del proyecto.

El estudio de factibilidad se utiliza para establecer la viabilidad técnica y económica para desarrollar un proyecto o realizar cambios en un proyecto existente. Depende de las condiciones de los recursos minerales, metalurgia, condiciones técnicas, economía del proyecto, así como la identificación y mitigación de cualquier riesgo que impida llevar a cabo el proyecto (Malhotra y Michael, 2009).

Partiendo de los datos de recursos minerales; el estudio de factibilidad definirá las reservas de mineral, determinará el método de explotación, diagrama de flujo del procesamiento de minerales, análisis del mercado, infraestructura requerida e identificara posibles impactos ambientales y socioeconómicos. Posteriormente se estiman los costos operativos y costos de capital, posteriormente realizar un análisis económico con los ingresos asumidos para determinar si el proyecto cumple con los objetivos de la empresa (Gentry y O'Neil, 1984).

Los estudios de factibilidad evolucionan a medida que se dispone de más datos de la exploración, técnicos y financieros. Se comprende los riesgos y sensibilidad del proyecto a través de las siguientes fases:

- Estudio conceptual o alcance.
- Estudio de pre factibilidad.
- Estudio de factibilidad.

Después de cada etapa es necesario realizar trabajos para comprobar la información antes de que se pueda comenzar con la siguiente etapa de evaluación.

**Estudio conceptual.** Es el estudio inicial donde se dispone de información técnica mínima y el estudio se basa en supuestos para el método de minado, diagramas de flujo del proceso y rendimientos de la producción para determinar la economía del proyecto. Se han completado algunos muestreos y geología de superficie. Generalmente se trata de un estudio temprano generalmente tiene lugar después de que los geólogos identificaron un yacimiento mineral potencial. Por lo tanto, no se tiene realizado ningún programa de barrenación y tampoco pruebas metalúrgicas.

En esta etapa del proyecto se requiere una mínima inversión y representa un mínimo riesgo financiero para los accionistas. La estimación de costos de capital y operativos se toma como factores de operaciones similares. No se obtienen cotizaciones formales, ni se desarrolla un diseño en específico.

Es aceptable que los estudios de alcance se basen en información limitada o especulaciones en ausencia de datos concretos pero respaldados en principios científicos e ingeniería básica. El estudio de alcance permite identificar si se avanza al siguiente nivel del proyecto para realizar estudios adicionales. Es importante que en esta fase se identifiquen todos los riesgos potenciales y determinar las compensaciones para minimizar dichos riesgos.

Las evaluaciones financieras en estos estudios son solo indicativos para producir una evaluación significativa de la viabilidad del proyecto. La estimación de costos de capital y operativos se factorizan como porcentajes y se han identificado los requisitos de infraestructura, sin embargo, no se obtienen cotizaciones. Un estudio de alcance debe cumplir con la siguiente información:

- Desarrollar los criterios y objetivos del proyecto destacando su alcance.
- Ubicación geográfica.
- Tipo de mineral a procesar.
- Establecer el tipo de operación minera probable y evaluar si la minería es técnicamente posible.
- Establecer la ruta de procesamiento probable.
- Establecer un programa de pruebas metalúrgicas para evaluar si el tratamiento será técnicamente posible.
- Evaluación preliminar de los factores ambientales.
- Evaluación preliminar de los riesgos del proyecto.
- Evaluar el potencial para prospectar recursos minerales que respalden el proyecto.
- Capacidad conceptual del proyecto para generar una rentabilidad aceptada.

Con los resultados conceptuales no se tiene la precisión detallada como para tomar una decisión positiva del proyecto. En esta etapa no se han discutido consideraciones financieras porque son irrelevantes en esta etapa.

**Estudio de prefactibilidad.** El estudio de prefactibilidad busca establecer la viabilidad técnica y económica para desarrollar un proyecto o realizar cambios en un proyecto existente. En un estudio de pre factibilidad se detalla información sobre la geometría del mineral y se completa el trabajo geológico para la estimación de recursos y reservas del yacimiento, generalmente se completa el trabajo de pruebas metalúrgicas piloto.

Los equipos se han dimensionado de acuerdo con especificaciones de diseño y los costos se basan en cotizaciones de proveedores. Es posible que algunos equipos no se han dimensionados con suficiente detalle.

Este estudio se utiliza para atraer a un inversor al proyecto para obtener el capital necesario, por esta razón debe ser elaborado con cuidado y las conclusiones deben ser calificadas, es importante incluir todas las opciones potenciales de minería, procesamiento, ambientales, sociales y geológicos con sus estudios asociados. Un incorrecto estudio de prefactibilidad provoca retrasos en el proyecto y sobre estimar costos, generalmente esta etapa se respalda en un análisis de riesgos, estos estudios incluyen:

- Estimación de recursos y reservas avanzadas (reservas probables).
- Trabajos de pruebas metalúrgicas avanzadas.
- Planeación preliminar de construcción.
- Planos de diseño preliminares.
- Capacidad o producción del proyecto calculada.
- Selección del método de minado justificado.
- Circuito de beneficio justificado.
- Definición de los productos de la planta de procesamiento.
- Estudios ambientales preliminares.
- Tarifas y horarios laborales.
- Tarifas y horarios para servicios públicos.
- Acuerdos de compra de productos.
- Cotizaciones de proveedores.
- Consumos unitarios basados en pruebas metalúrgicas.
- Cotizaciones de proveedores para equipos estratégicos.
- Identificar leyes de corte, recuperaciones, diluciones y pérdidas en el minado como en el tratamiento.
- Descripción de la planta, infraestructura, servicios y otras instalaciones auxiliares.
- Planificación minera no detallada.
- Establecimiento del modelo de evaluación económica y viabilidad financiera con la información obtenida.

El estudio de prefactibilidad proporciona un mayor nivel de precisión debido al detalle de los resultados y precisión para otorgar una decisión positiva para llegar al nivel de factibilidad. Para esta etapa el desarrollo del proyecto, costos del proyecto y el tiempo de ingeniería es considerable, las decisiones y opciones de financiamiento deben realizarse con especialistas financieros.

Los estudios de prefactibilidad generalmente son lo suficiente precisos como para permitir un análisis comparativo de la viabilidad financiera para diferentes alternativas de capacidad y configuraciones del proyecto. En este punto se evalúan si realizar una etapa de exploración adicional, pruebas metalúrgicas u otros estudios para desarrollar un estudio de factibilidad completo.

**Estudio de factibilidad.** Este estudio final es la alternativa más atractiva para el proyecto; esta etapa cuenta con suficiente trabajo de ingeniería para preparar el diseño de ingeniería y planos de redes de tuberías y planos eléctricos. Se completó el trabajo geológico y barrenación para preparar estimaciones definitivas de los recursos y reservas para el depósito mineral.

Se ha completado todo el trabajo geotécnico para el diseño de la mina y requisitos del procesamiento como presa de jales, plataformas de lixiviación, naves industriales de la planta de beneficio etc. Se ha completado el trabajo de pruebas metalúrgicas y se cuenta con los costos de proveedores. También se ha completado los estudios ambientales y la obtención de permisos está en marcha. Los equipos se han dimensionado de acuerdo con especificaciones de diseño y se han calculado los costos basándose en las cotizaciones directamente con los proveedores. Los requisitos de infraestructura se definieron y se han desarrollado cronogramas detallados de la mano de obra.

Maxwell y Guj (2006) mencionan que el objetivo de este estudio es eliminar todas las incertidumbres y se presenta información relevante con material de respaldo. Algunos objetivos específicos del estudio de factibilidad son:

- Demostrar con argumentos confiables que el proyecto se puede construir y operar de manera técnica sólida y económicamente viable.
- Proporciona una base para el diseño de las instalaciones para su construcción.
- Proporciona una estimación de costos de capital, operativos y cronogramas del rendimiento del proyecto.
- Permitir la adquisición de fondos de inversión para el proyecto.

La información que otorga este estudio es:

- Recursos firmados y estimaciones de reservas probadas.
- Estudios geotécnicos completados.
- Trabajos metalúrgicos justificados.
- Cronograma de construcción detallada.
- Capacidad de la planta, equipos y la infraestructura de la mina definitiva.
- Balances metalúrgicos que avala el circuito de beneficio.
- Método de minado definido.
- Circuito de beneficio definido.
- Tarifas y horarios definidos.
- Cotizaciones de consumibles definidos.
- Acuerdo para la compra de equipo confirmados.
- Consumo de insumos definidos.
- La viabilidad técnica de la mina y los métodos de extracción están aprobados.
- Define la puesta en marcha del proyecto, contratación y formación del equipo.

- Estimación de los costos de desarrollo, capital y operación de la mina durante la vida económica del recurso.
- Estimación de costos operativos considerando mano de obra y mantenimiento, energía y otros servicios, consumibles, refacciones, mantenimiento y trabajos por contrato.
- Evaluación completa de los riesgos del proyecto y sensibilidad económica.
- Evaluación económica finaliza.
- Desarrollo de un modelo financiero que muestra los flujos de efectivo que muestra los ingresos por ventas, costos de capital, ingresos, servicios, préstamos y recuperación de la inversión y sensibilidad del proyecto.

Los analistas utilizan un modelo financiero de operaciones mineras basado en planificación que otorga mina para calcular los efectos de los cambios en las leyes, recuperaciones, razones de producción y otros parámetros variables hasta que se produzca un valor presente máximo, junto con una tasa de retorno aceptable de la inversión. Como las minas difieren totalmente se requiere de un modelo financiero único para cada operación.

Durante los estudios de factibilidad, la sensibilidad es esencial para probar la viabilidad con las diferentes variables como recuperaciones, dilución de la operación, cambios en la certeza geológica, cambios en la relación de descapote, aumento en costos operativos y capital que resultan en cambios en las leyes de corte, cambios en la cuota de producción y vida de la mina.

## 7.2 ENFOQUES DE VALORACIÓN DE UN ACTIVO

El valor y costos son dos términos básicos para el análisis financiero que causan la mayor cantidad de mal entendidos en los estudios de valoración de un proyecto. Al discutir el valor de un activo o costos de producción es esencial su determinación. Existen diversos tipos de valor y una categoría de costos que se utilizan en un análisis financiero.

El valor es una medida de la conveniencia de poseer una propiedad. Algunos tipos de valor que se pueden encontrar en un estudio económico de un proyecto minero son:

1. Valor de mercado
2. Valor de rescate
3. Valor de reposición
4. Valor tasado
5. Valor capitalizado
6. Valor asegurado.

Cada uno de estos tiene un significado específico que se puede aplicar para determinar una cantidad monetaria en una situación en específica.

El tema de interés es conocer el valor de un proyecto minero, entonces se habla de un valor de mercado. El valor de mercado es el valor establecido en un mercado mediante intercambios entre un comprador y un vendedor dispuestos a completar la transacción.

El valor del mercado es una propiedad dinámica que cambia constantemente a medida que cambia las condiciones y expectativas del mercado. Para estimar el valor del mercado de cualquier activo, la mayoría de los tasadores consideran tres enfoques de valor estos son: (1) enfoque de costos, (2) enfoque de mercado o ventas comparables y (3) enfoque de ingresos.



**Enfoque de costos.** Este enfoque intenta determinar el costo de reemplazo de un activo en cuestión. El concepto fundamental es que no se justificaría que un comprador pague más por una propiedad de lo que le costaría adquirir un terreno similar con una utilidad comparable. Este enfoque de costos rara vez se aplica en la minería, porque la correlación entre costos de construcción y el valor de la propiedad (yacimiento) es imperfecta. Por ejemplo, el desarrollo de dos minas de 100 tpd, una en un depósito de mineral con alta ley y otra con un depósito con un alto contenido de mineral marginal, los costos de construcción y desarrollo puede ser similar pero el valor de cada depósito en el mercado es diferente.

De esta forma se concluye que la noción de estimar el costo de adquirir un activo comparándolo con uno similar es poco útil en la minería bajo la premisa que cada proyecto minero es diferente por su localización y naturaleza del depósito mineral.

**Enfoque de ventas comparables.** Este enfoque es considerado como el mejor para otorgar un valor justo del mercado porque refleja un equilibrio de la oferta y demanda en el mercado. Se asume que un comprador no justificaría pagar más por una propiedad de lo que le costaría adquirir otra propiedad de iguales condiciones. En esencia el analista estudia y analiza las ventas y compra de activos similares al intentar determinar el valor de mercado de un activo es cuestión. Este enfoque logra un valor de mercado en condiciones de un mercado abierto para lograr un mercado estable.

Aunque este método se utiliza ampliamente en propiedades, existen algunos problemas prácticos para que se aplique con éxito en proyectos mineros principalmente por dos aspectos: (1) La información sobre propiedades mineras para comparar datos son pocos los disponibles y (2) cada depósito mineral es único en cuanto calidad, tamaño, ubicación geográfica, mineralogía, morfología, distribución de leyes, geotecnia del sitio entre otros parámetros. Para utilizar este enfoque no solo se requiere de activos similares, sino que también las condiciones bajo las cuales se estima el valor deben ser las mismas como el precio de los metales, costos de producción y la información de las reservas. Ante la ausencia de datos reales, los tasadores estiman el valor para este enfoque mediante modelos.

**Enfoque de ingresos.** Este enfoque es el más utilizado donde el valor de un activo se estima calculando las ganancias netas anuales que se generan a futuro a partir de un producto y luego se descuentan de este flujo los costos operativos, impuestos hasta el momento actual utilizando una tasa de interés adecuada para llegar a un número del activo denominado valor actual neto. El valor actual neto de la propuesta más atractiva es la que se discute para evaluar el proyecto. Este enfoque supone que un comprador no estaría justificado el pagar más para adquirir una propiedad que genere menos ingresos que el valor actual del flujo de ingresos si se encuentre en números rojos, el objetivo es obtener una ganancia.

Para evaluar el activo se requiere de la disponibilidad de datos de ventas comparables o estimar el valor del depósito para conocer el precio de venta del activo. Al incorporar estos datos a un análisis de flujo de efectivo, es posible llegar a una estimación del valor de la propiedad incluso en ausencia de una producción real. La estimación del valor obtenido no es una estimación directa del valor en el mercado del producto, sino una estimación de los ingresos potenciales generados por la extracción del mineral y venta del concentrado o producto final.

Este enfoque es utilizado en la industria minera para evaluar la tasa de rendimiento de la inversión en un proyecto y determina los precios de compra apropiados para una mina o un prospecto. El enfoque de ingresos tiene la cualidad de que asigna una valoración unitaria. Es decir, asigna un valor único al depósito mineral y de los bienes utilizados en el proceso de producción.

Debido a la característica de los proyectos mineros como su ubicación remota y diseño especializado de la operación de explotación y beneficio, las instalaciones mineras tienen valores de rescate limitados después que se agota el mineral. Entonces se puede indicar, que los bienes raíces en una mina tienen valor solo por la presencia del mineral. Desde un punto de visto práctico, el enfoque de ingresos tiene la capacidad de incorporar datos realistas y estimados para el análisis, por lo tanto, este enfoque es el preferido para evaluar un proyecto de acuerdo a un momento específico en el tiempo mediante el valor presente de todos los ingresos anuales que produce la unidad minera. La definición de los tipos de valor que se pueden encontrar durante la evaluación de un proyecto minero es:

**Valor de rescate.** El valor de rescate es la suma neta, además del costo de remoción y venta realizado por una propiedad o activo cuando se retira del servicio, por ejemplo, el valor de rescate de un camión minero o una trituradora giratoria que es retirada de la operación en algunas ocasiones solo se rescata el valor de sus materiales de construcción.

**Valor de remplazo.** Se refiere al valor existente de una propiedad o activo según se determina sobre la base de lo que costaría remplazar dicha propiedad o su servicio con una propiedad que arroja resultados comparables.

**Valores en libros.** El valor en libros es la inversión original en la propiedad o activo tal como se registra en los libros de contabilidad del corporativo menos cualquier reserva acumulada para depreciación o amortización registrada en los libros.

**Valor tasado:** Es el valor tasado de una propiedad, es el valor ingresado en los registros oficiales por un tasador como el valor de la propiedad aplicable para determinar la cantidad de impuestos que debe pagar.

**Valor asegurado.** El valor asegurado de una propiedad se refiere al valor por el cual la propiedad ha sido asegurada contra pérdida o desastre. El valor se asocia con el valor de reposición de activos tangibles y la capacidad de ganancia de la propiedad.

**Valor capitalizado.** El valor capitalizado de una propiedad es la suma de las ganancias netas anuales futuras descontadas generadas. El concepto de valor capitalizado es sinónimo del enfoque de ingresos para la estimación del valor de la propiedad.

### 7.3 COSTOS

En una evaluación de cualquier proyecto los ingresos se comparan con los costos. El valor de un evento o propuesta está dado por la suma de todos sus elementos por lo tanto el concepto económico de costo tiene importantes implicaciones para las decisiones y en compromisos a largo plazo.

Toda empresa necesita saber cuáles son los costos de producir sus productos si quiere tomar decisiones comerciales acertadas. Hay una variedad de formas de presentar y aplicar los costos y algunos conceptos de costos son más apropiados para ciertos problemas. Las diversas categorías de costos tienen un significado preciso para el contador, estas categorías deben de estar correctamente establecidas para la toma de decisiones basada en un flujo de efectivo.

Los costos se pueden clasificar en términos generales en costos variables o directos y costos generales o indirectos. Los costos directos varían con el volumen de producción, mientras que los costos generales son fijos independientemente del volumen de producción. El costo variable puede clasificarse además en costo de material directo, costo de mano de obra directa y costos indirectos. Los costos generales se pueden clasificar en costos generales de fábrica, costos generales de administración, costos generales de venta y costos generales de distribución.

Los costos de materiales directos son los costos de los insumos que se utilizan para llegar a un producto final. El costo de mano de obra directa es la cantidad de salarios pagados a la mano de obra directa involucrada en las actividades de producción. Los costos directos son aquellos costos que varían en relación al volumen de producción, distintos a los costos de material y mano de obra.

Los costos generales son la suma de los costos indirectos de materiales, costos laborales indirectos y costos indirectos del proceso de producción, además de los costos que incurre el administrar el negocio. Costos generales de venta son el costo total en que se incurre en las actividades de promoción y costos relacionados con la venta del producto. Los costos generales de distribución son el costo total de envío del producto desde el sitio hasta la entrega al cliente.

Los costos operativos se consideran todos los costos en la unidad minera desde la explotación hasta la planta de beneficio, mientras que los costos generales son costos de administración y corporativos. Algunos costos permanecen fijos hasta que se produce un cambio importante en la producción, estos costos son denominados costos escalonados.

**Costos de operativos.** Generalmente se pueden dividir en las siguientes áreas:

1. Exploración.
2. Minería a cielo abierto (Costos de descapote, costos de explotación y costos generales como desagüe del tajo, mantenimientos de equipos, mantenimiento de caminos de acarreo entre otros).
3. Minería subterránea (Costos de obras de desarrollo, costos de explotación, costos de transporte del mineral y costos generales como ventilación, bombeo, mantenimiento, refacciones etc.)

4. Beneficio (Costos de trituración y molienda, costos de concentración, mantenimiento, supervisión, tratamientos generales y costos de deposición de desechos y jales).

5. Costos administrativos.

6. Costos corporativos.

En el flujo generado por cada área tiene un flujo positivo y negativo, pero en el departamento de procesamiento o beneficio la parte negativa son los costos de capital y operativos, y la parte positiva está determinada por el valor del producto final y vendido como resultado del procesamiento. El departamento de procesamiento enfrenta dos objetivos minimizar los costos y maximizar los ingresos de las ventas del concentrado o producto final. La optimización está sujeta a las limitaciones impuestas por la operación.

Rendu (2017) señala que el tomar una decisión confiable; el departamento de procesamiento debe tener la competencia de participar es aspectos técnicos y financieros relacionados con el proyecto. La información que debe proporcionarse e influye en el estado de resultados son:

Costos de capital.

- Preparación del sitio para la planta de procesamiento, plataformas de lixiviación, laboratorios, infraestructura, caminos de acceso, oficinas etc.
- Instalaciones de almacenamiento.
- Suministro de agua para la operación.
- Infraestructura para disminuir la humedad en concentrados.
- Suministro de energía.
- Costos de capital de desarrollo que incluye la ingeniería, construcción de la planta de procesamiento y demás edificaciones.
- Costos de puesta en marcha.
- Costos de instalaciones de control ambiental.
- Costos de expansiones futuras.

Costos de operación.

- Dotación de personal especializado.
- Costos operativos del proceso.
- Costos de mantenimiento.
- Costos de operación de laboratorio y control de calidad.
- Costos de insumos como medios de trituración, reactivos químicos, electricidad, agua y otros que se requiere en el circuito de beneficio.
- Costos generales.

Ingresos por ventas.

- Tonelajes y calidad del material procesado anualmente.
- Recuperaciones metalúrgicas, cantidad y calidad del producto disponible para la venta
- Valor unitario del producto; precio del metal y rendimiento neto de la función.
- Ingresos por ventas.

Costos de cierre:

- Costos únicos del cierre de la mina (planta de procesamiento, plataformas de lixiviación, presas de jales, caminos y edificaciones).
- Costos para controlar la contaminación del agua y monitores de las instalaciones mineras.

Las decisiones del departamento de mina también influyen en la utilidad del proyecto a través del impacto en los resultados financieros, ambientales y sociales. Para valorar adecuadamente un proyecto; el ingeniero de minas debe conocer los procesos de las áreas de geología, minas y procesamiento. Esto implica una comunicación continua y efectiva entre los departamentos cuyos requisitos imponen la dirección bajo la cual se guía la operación minera.

Los resultados financieros se miden en términos de la unidad monetaria y su valor se evalúa según los criterios de evaluación que incluyen el valor presente neto, tasa interna de retorno, flujo de efectivo anual, requisitos de capital, período de recuperación, costos operativos, y eficiencia del capital. Estas estimaciones se basan en el flujo de caja que se espera que genere el proyecto. La principal contribución del departamento de minería al resultado financiero es el programa anual de producción de mina, costos de capital y operativos en los que se incurre para mantener la producción y seguridad de la operación.

La contribución directa del departamento de minería al flujo de caja es totalmente negativa porque en pocas ocasiones el mineral en bruto tiene un valor que se compare con la venta de concentrados o un metal con una alta pureza. Para comparar opciones de minería técnica factible, se debe comparar no solo los costos de capital y operativos, sino también los costos de procesamiento, ingresos por ventas, requisitos de infraestructura, impacto ambiental y social. Para lograr una planificación exitosa se debe contar con una evaluación del depósito e identificar el mineral que pagará la operación para incluir una planificación de mina y un programa de producción alcanzable con una correcta selección de equipos y una ruta de procesamiento que permite alcanzar una utilidad.

El departamento de minas también debe aportar información que influye directa o indirectamente en los resultados financieros como:

- Requisitos del desarrollo inicial de la mina y costos a capitalizar como la remoción de suelo, caminos de acceso, descapote, obras de acceso, desarrollo subterráneo e infraestructura.
- Tonelaje total extraído anualmente.
- Tonelaje y calidad del mineral extraído y entregado a la planta de procesamiento, además de los costos correspondientes.
- Otros costos de la operación como la entrega de terreros, costos de mantenimiento, stockpiles y costos generales.
- Costos de capital incluyendo costos de equipos, desarrollo e infraestructura de la mina, talleres, oficinas, cuartos de control etc.
- Costos de cierre de mina.

Alguna información como los costos de capital y operativos influye directamente en los resultados financieros. Otra información impacta indirectamente en el resultado financiero son la recuperación y valor del producto en el mercado.

**Costos de capital.** Además de los costos operativos, la decisión de inversión en un proyecto minero también aborda los costos de capital. Los costos de capital o inversión son aquellos costos realizados para adquirir o desarrollar activos cuyo beneficio se derivan durante los siguientes años de producción. La mayor parte de los costos de capital incurren en la puesta en marcha del proyecto, pero algunos otros costos se realizan anualmente durante la vida de la mina. Estos costos incluyen costos estimados de las fases de desarrollo, construcción, puesta en marcha y cierre. En la mayoría de las ocasiones, los costos de capital continúan después de que se inicia la operación y se optimiza la operación minera.

Los costos de capital se dividen en:

1. Inversión despreciable. Es la inversión en un activo que pierde parte de su valor por el paso del tiempo con alguna fórmula aceptada por las autoridades fiscales. Todos los tipos de maquinaria y equipo de minería entran en esta categoría.
2. Inversión amortizable. Los costos en esta clase tienen la opción de ser descontados de los ingresos inmediatamente o capitalizarlos y amortizados durante un período razonable.
3. Inversión no deducible. Incluye los costos que no puede deducirse a efectos fiscales.

Antes de comenzar con la estimación de costos de capital se debe tener cierta información para guiar al estimador. Como mínimo debe estar disponible un diagrama de flujo básico de los circuitos planteados para el beneficio de minerales. El diagrama de flujo debe identificarse cada componente como equipos principales y auxiliares dimensionados. Por lo tanto, el diagrama de flujo es vital y debe estar disponible, además de un listado de los equipos a detalle como requisito principal debe incluir todos los equipos principales para iniciar con la estimación de costos.

Los costos de equipos deben de obtenerse utilizando cualquiera de las siguientes fuentes de información:

- Cotizaciones de proveedores con listas de precios vigentes.
- Información histórica sobre el costo de proyectos similares
- Datos publicados en literatura técnica.

## 7.4 ESTIMACIÓN DE COSTOS

La razón principal de realizar un estudio de factibilidad es analizar todas las fases propuestas con detalle para justificar el abandono del proyecto o continuación de la inversión para la siguiente etapa. El componente de la evaluación económica de los estudios de factibilidad es la última instancia para brindar información sobre el costo de llevar a cabo el proyecto. Desafortunadamente, los ingenieros que preparan los estudios de viabilidad no cuentan con toda la información económica o de ingeniería que les gustaría. En consecuencia, la parte económica del análisis solo se puede realizar con estimaciones de los diversos costos asociados con el proyecto (Mular, 1978).

Las estimaciones de los costos del proyecto requieren que se consideren todos los factores físicos que afectan directamente los costos como el rendimiento de la planta todas las variables geológicas, mineralógicas y metalúrgicas.

Antes de aplicar los procedimientos para la estimación de costos, es necesario recopilar y organizar los datos disponibles. El trabajo preparatorio incluye la organización de los datos de costos disponibles para fines de estimación, desarrollo de las técnicas para actualizar los costos históricos y establecer los métodos que se utilizarán para la estimación.

En cuanto mayores costos disponibles como históricos e investigados mejor será la estimación, esta información debe almacenarse, actualizarse periódicamente para estar disponibles a medida que las estimaciones se vuelven más detalladas durante la operación.

Factores como la producción seleccionada, método de minado, ruta de beneficio del mineral, requisitos de infraestructura y la capacidad de los ingenieros para lograr una correcta operación influyen en los costos de inversión y operativos de un proyecto.

Maxwell y Guj (2006) mencionan que un proyecto diseñado con bajos costos operativos se logra con un alto tonelaje que implica instalaciones robustas pero se tienen altos costos de inversión que es apropiado para un proyecto con una larga vida. En el caso contrario un proyecto con un bajo capital y altos costos operativos es adecuado para una operación minera con producto de alta ley con una producción pequeña de corta duración.

Los factores que influyen en los costos de inversión y operativos de un nuevo proyecto son las políticas corporativas de la compañía, naturaleza del depósito, vida del proyecto, producción seleccionada, necesidad y capacidad de la compañía para reunir el capital, el perfil de riesgo de la compañía y su capacidad para reembolsar préstamos.

### 7.4.1 ESTIMACIÓN DE COSTO DE INVERSIÓN

Por lo general, no hay datos suficientes disponibles para la planificación e ingeniería preliminar en las etapas iniciales de la viabilidad del proyecto y el alcance del proyecto rara vez está completamente definida. Por lo tanto, solo es posible realiza una estimación de los costos para la inversión del proyecto.

La aplicación de los métodos de estimación se debe de realizar con un historial de costos o costos actuales. Al desarrollar la estimación de costos es importante distinguir entre los tipos de costo que se integran. En general la estimación se realiza para costos de inversión para evaluar un proyecto porque las estimaciones de costos operativos se pueden desarrollar mejor cuando se definen detalles específicos del proyecto.

La inversión de capital total consta de dos componentes principales una parte de capital fijo y una parte de capital de trabajo. Los costos de capital fijo se refieren a la cantidad de dinero necesaria para la preparación del sitio, adquisición de propiedades, compra de equipos e instalaciones primarias y auxiliares, además de la puesta en marcha del proyecto. En el caso de una nueva propiedad minera los costos fijos se clasifican como:

1. Adquisición de tierras.
2. Operaciones de desarrollo.
3. Etapas de preproducción.
4. Estudios y permisos ambientales.
5. Equipos de minería y edificaciones.
6. Equipo de la planta de beneficio e instalaciones.
7. Instalaciones de operaciones auxiliares como caminos, líneas eléctricas, suministro de agua etc.
8. Costos de diseño e ingeniería.
9. Costos de contingencia.

El capital de trabajo representa la cantidad de dinero necesario para comenzar con la producción y cumplir con las obligaciones posteriores a la puesta en marcha del proyecto. Los elementos de costo asociados al capital de trabajo son:

1. Inventarios (refacciones, suministros, materiales de construcción y productos terminados).
2. Cuentas por cobrar.
3. Cuentas por pagar.
4. Efectivo disponible.

El capital de trabajo normalmente se estima en el 10 % - 20 % de la inversión de capital fijo de esta forma el capital de trabajo es un porcentaje del costo de capital total de inversión. El capital de trabajo se establece al comienzo de un nuevo proyecto y se amortigua durante todo el proyecto y finalmente se recupera. Las siguientes técnicas de estimación se utilizan para costos de capital fijo para el minado y beneficio (Gentry y O'Neil, 1984).

**Método de costo unitario.** Este método multiplica la capacidad por un costo unitario que se expresa como costo de capital instalado por tonelada de producción anual (\$ por toneladas anuales). Los datos para esta estimación se recopilan de reportes técnicos, base de datos de costos privados o archivos de ingeniería de costos.

### **Ejemplo 7.1.**

Conociendo que los costos de capital son aproximadamente de \$10,800 por tonelada anual de cobre en una mina a cielo abierto. Si se prevé que una nueva mina produzca 90,000 toneladas por año de cobre, el costo de capital del proyecto se podría estimar como:

$$\text{\$10,800 /tpa (90,000 tpa) = \$972,000,000}$$

Para aplicar este método es fundamental que la mina o planta de procesamiento que se estima sea similar al proyecto base, por ejemplo, no se puede estimar el valor de un proyecto que procesa 10,000 toneladas de sulfuros con oro refractario en una planta de lixiviación con una operación que procesa 124,000 toneladas por día de mineral puesto que las condiciones de producción no son las mismas y los costos unitarios serán diferentes.



### Ejemplo 7.2

Si el índice de facturación de un depósito pórfido de cobre a cielo abierto se estima de 0.30 por tonelada. Si el producto se vende a \$2,000 por tonelada de cobre entonces la inversión estimada para un nuevo proyecto que se prevé que producirá 100,000 toneladas de cobre anuales sería:

$$0.30 = \$2,000/Inversión$$
$$Inversión\ del\ proyecto\ nuevo = \frac{\$2,000}{0.30} = \$6,667/tpa$$
$$\$6,667 (100,000\ tpa) = \$ 666,700,000$$

**Método de ajuste de capacidad exponencial.** En la etapa inicial de la estimación de costos, es común utilizar un procedimiento de factorización para equiparar los costos de capital de los proyectos construidos con los nuevos proyectos. Los analistas pueden usar la experiencia de operaciones similares para estimar los costos de capital, operativos y luego utilizar un factor para estimar los costos para diferentes producciones. Una fórmula utilizada para ajustar las variaciones de los costos de capital con la producción es:

$$\frac{(Costos)A}{(Costos)B} = \left( \frac{(Capacidad)A}{(Capacidad)B} \right)^x \quad (7.1)$$

Esta regla establece que la relación de los costos es directamente proporcional a las capacidades elevadas a una potencia "x". La determinación del valor de "x", se basa en las curvas de costo – capacidad. El enfoque general es recopilar datos de costos y capacidad para proyectos mineros de informes técnicos y datos de costos privados. El exponente se determina trazando en un gráfico la capacidad frente al costo de los datos de informes en una escala log – log y se ajusta una línea recta a los datos, la pendiente de esta línea es el valor del factor exponencial "x".

Maxwell y Guj (2006) señalan que en los costos de capital generalmente se utiliza un factor de 0.65 a 0.75. Los métodos de índice de facturación y costo unitario no son utilizados cuando se tiene una gran diferencia en la producción que arrojan errores. Los valores estimados por este método nunca deben reemplazar estimaciones basadas en una planificación más detallada.

**Costos de equipos.** Es una técnica de estimación de costos de capital para proyectos que se basa en la estimación inicial del costo de los equipos. Para estimar los costos de los equipos se deben desarrollar curvas que representan la relación de una variable del equipo seleccionado contra el costo del equipo, ver Figura 7.4-1.

Stebbins y Leinart (2011) indican que los equipos mineros y del procesamiento de minerales siguen la relación:

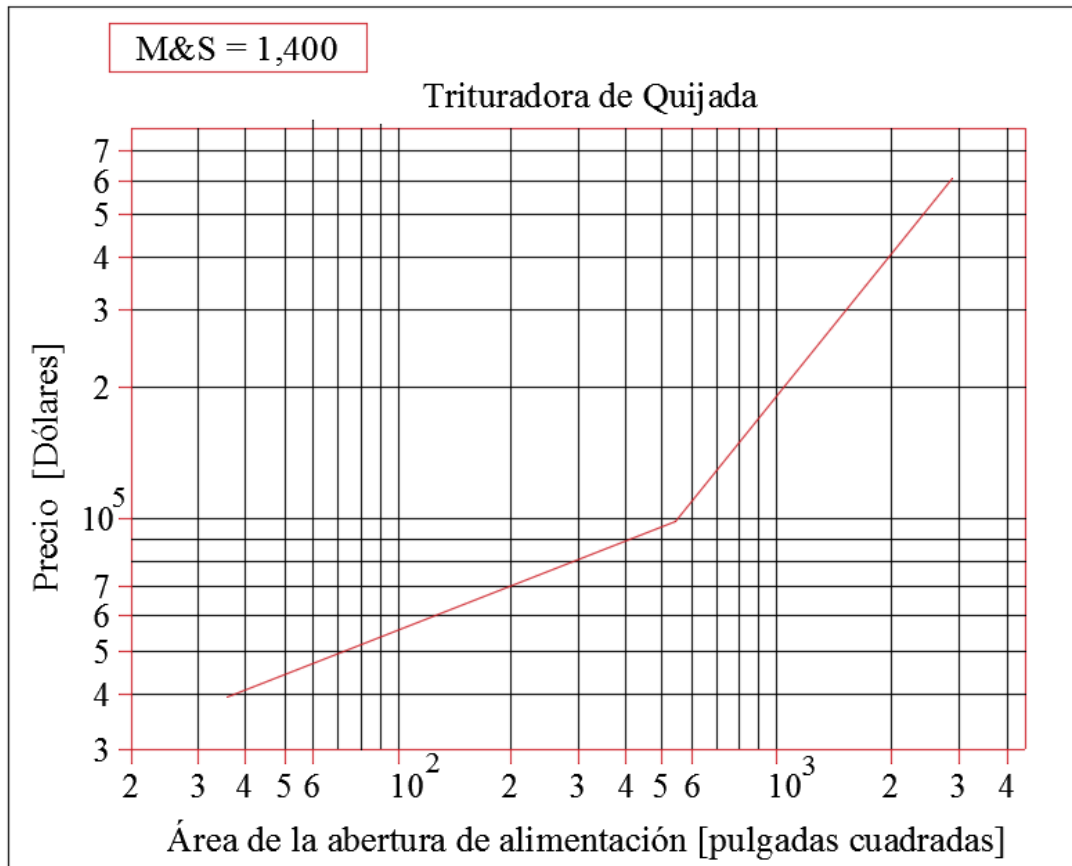
$$costo = a(X)^b \quad (7.2)$$

Donde:

X: Variable del equipo.

a y b son constantes cuando las curvas se ajustan mediante el método de mínimos cuadrados.

Este método es confiable para los equipos de procesamiento de minerales porque el diseño de los equipos ha sido estandarizado.



**Figura 7. 4-1** Gráfico estimación del costo de una trituradora de quijada M&S. Adaptado de Mular y Poulin (1998).

### Ejemplo 7.3.

Si se requiere estimar el costo de una trituradora de quijada donde "X" es el área de la abertura de alimentación en pulgadas cuadradas. La trituradora seleccionada tiene una abertura de 500  $in^2$  el valor de  $a = 11,840$  y  $b = 0.3367$  de acuerdo con el Manual para Estimar el Costos de Equipos de Minería y Procesamiento de Minerales para la Evaluación de Proyectos de Mular y Poulin (1998), ver [Material Digital: Carpeta 4 Evaluación económica – Material 1](#) Por lo tanto, el costo sería:

$$costo = 11,840(X)^{0.3367}$$

$$11,840(500)^{0.3367} = \$ 95,961.03 \text{ (en el año de 1998)}$$

Para aplicar este método requiere que los datos se actualicen y se verifiquen continuamente para garantizar la validez de cada relación. Los desarrollos tecnológicos o cambios en el diseño de los equipos pueden afectar la relación de estimación.

## 7.4.2 ESTIMACIÓN DE COSTOS OPERATIVOS

Generalmente los costos operativos son más difíciles de estimar que los costos de capital, esto se debe a la singularidad de cada operación minera con respecto a los diferentes equipos empleados en la operación, intensidad de la mano de obra, método de minado utilizado en cada unidad, ubicación geográfica del proyecto, mantenimiento y filosofía del corporativo hacen que la estimación de costos operativos sean difíciles debido a la incapacidad de desarrollar relaciones que igualen una operación existente con una nueva.

En los reportes técnicos se observa que los costos operativos se expresan como unidad monetaria por tonelada. Pero en pocas ocasiones se desglosa que significa este número de \$ por tonelada, es decir si incluye costos directos, impuestos, depreciación, costos generales corporativos etc. Lo conveniente es que los costos operativos se subdividan en sus componentes para poder actualizarse y ajustarse año con año.

Una práctica común es subdividir los costos operativos en costos directos, indirectos y generales. Los costos directos se asocian al producto como los cargos de mano de obra, insumos y costos generales administrativos. Aunque existen variaciones de una compañía a otra, los costos operativos se pueden agrupar como:

Costos directos.

- Mano de obra (operación directa, supervisión operativa, mantenimiento y mano de obra).
- Materiales (mantenimiento, refacciones, insumos para procesamiento de materiales, consumibles como combustible, aceites, agua, energía etc).
- Regalías.
- Desarrollo (área de producción).

Costos indirectos.

- Mano de obra no asociados a la producción como administrativos, seguridad, contadores, oficina general y talleres.
- Seguros.
- Depreciación.
- Intereses.
- Impuestos.
- Relaciones públicas.
- Suministros de las oficinas en general.
- Desarrollo general de la unidad.

Costos generales.

1. Marketing y ventas.
2. Personal administrativo (funcionarios corporativos, contabilidad y auditoría, consultores, personal legal, investigación y desarrollo, personal financiero).

Los costos generales pueden o no considerarse parte de los costos operativos que de cierta manera contribuye y son asignables al costo total del producto generalmente representan cargos externos a nivel corporativo.

Debido a la gran cantidad de componentes que conforman los costos operativos y la singularidad de cada operación minera y la ruta de beneficio seleccionada complica la estimación y pocos son los métodos disponibles. Para evitar estimaciones erróneas se pueden utilizar los siguientes métodos.

**Método del proyecto similar.** Es un enfoque para estimar los costos operativos al asumir que el proyecto nuevo es similar a un proyecto existente cuyos costos son conocidos. Se debe considerar que las condiciones como el entorno geológico, equipos, método de explotación difieren de un proyecto a otro. Al estimar una pequeña cantidad de información de proyectos similares se puede desarrollar una estimación completa de los costos operativos. Por ejemplo, algunas relaciones utilizadas de manera burda para costos operativos de operaciones subterráneas son:

- Mano de obra 50 % a 55 % del costo operativo total.
- Reparación, mantenimiento y suministros 30 % a 40 % del costo operativo total.
- Generales 5 % a 20 % del costo operativo total.

**Relación costo capital.** Este método para estimar costos operativos es el mismo que el método de ajuste de capacidad exponencial. Donde los costos operativos se estiman mediante los gráficos de costos – capacidad basada en la recuperación de información de costos privados o registros de la empresa. La regla general es:

$$C_2 = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^x (C_1) \quad (7.3)$$

Donde:

$C_2$ : Estimación del costo del proyecto 2 en una producción  $P_2$ .

$C_1$ : Estimación del costo del proyecto 1 en una producción  $P_1$ .

$P_2$ : Razón de producción instalada en el proyecto 2

$P_1$ : Razón de producción instalada en el proyecto 1

De acuerdo con Maxwell y Guj (2006) los factores de exponencial para cada área típicos son:

- Mina 0.65 a 0.85.
- Planta de beneficio 0.55 a 0.75.
- Campamento y sitios de alojamiento 0.65 a 0.75.
- Talleres 0.65 a 0.8.
- Centrales eléctricas 0.75 a 0.9.
- Oficinas, almacenas, edificaciones 0.70 a 0.8.

Este método puede otorgar estimaciones erróneas, porque a menudo el estimador no comprende la base de datos para llegar a ese valor de \$ por tonelada. Por ejemplo, un informe técnico puede indicar un costo de producción de \$15.50 USD por tonelada pero el estimador no tiene la información completa si dicha cantidad incluye los costos directos e indirectos.

**Método paramétrico.** Este método es el empleado para la estimación del costo de equipos, el método es estandarizado donde los costos se derivan un algoritmo general o curvas con la siguiente relación:

$$costo = a(X)^b \quad (7.4)$$

### 7.4.3 ÍNDICES DE COSTOS

Los métodos de estimación de costos discutidos anteriormente se basan en costos unitarios o en comparaciones con costos históricos. Ningún método considera directamente variaciones o ajustes de los valores de los costos a lo largo del tiempo. Sin embargo, todos reconocen que los costos cambian debidamente a tres variables:

- Tecnologías nuevas.
- Disponibilidad de mano de obra y materiales.
- Cambios en la unidad monetaria (inflación).

Un índice de costos proporciona un medio para comparar los cambios de costos o precios de un año a otro para una cantidad fija de bienes. En otras palabras, el índice de costo es simplemente un número adimensional para un año dado que muestra el costo en ese momento en relación con el año base. El índice de costo permite estimar precios actuales de equipos partiendo de precios antiguos. Cuando se conoce el costo de un artículo en el pasado, el costo actual puede estimarse con la siguiente relación:

$$\text{Costo actual} = (\text{Costos antiguo}) \left( \frac{\text{índice de costo actual}}{\text{índice de costo antiguo}} \right) \quad (7.5)$$

Este método proporciona un medio para proyectar el costo de un equipo del pasado al presente. Este método requiere utilizar costos históricos reales como base para determinar valores de costos actuales.

Mular (1978) menciona que este método tiene una precisión de  $\pm 10\%$  y pueden usarse con precisión para periodos de tiempo menor a 10 años. Existen diferentes índices de costos para construcción, diferentes tipos de plantas, diversas industrias, tipos de equipos, materiales y productos básicos. Debido a la variedad de índices, es muy importante que el estimador sea consciente de cual se utilizara para determinado proyecto.

#### **Ejemplo 7.4.**

Supongamos que en Junio de 1967 una trituradora de Cono Hydrocone fue comprada por \$50,000 USD. ¿Cuál es el costo aproximado de esta unidad en el año de 1996? Considerando que el índice de costo del año de 1996 es de 1,039 y para el año de 1967 es de 263. Utilizando la relación para estimar el costo de la trituradora de cono en el año de 1996 es:

$$\text{Costo actual} = (50,000) \left( \frac{1039}{264} \right) = \$196,780.303$$

En general los índices de costos pueden clasificarse en dos categorías: (1) índices de costos de factores y (2) índices de costos de proyecto.

El índice de costos de factores mide la tendencia de costos para un tipo específico de producto como combustibles, acero, mano de obra etc. Los índices de costos del proyecto proporcionan un costo relativo general para un proyecto completo. Los índices de costos más utilizados para la minería y procesamiento de minerales son:

- Índices de costos de construcción de plantas Chemical Engineering
- Índices de construcción Engineering New Record (ENR)
- Índice de costos de Marshall & Swift (M&S)

Es importante considerar que la mayoría de los índices de costos representan una combinación de factores que tienen diferente ponderación. Idealmente el estimador debe conocer los componentes de cada índice y como se calcula. Solo entonces se puede seleccionar el índice adecuado para la estimación.

De acuerdo con Mular y Poulin (1998) el índice M&S es uno de los más utilizados porque hacen referencias a índice de equipos para 47 industrias diferentes incluyendo la minería y el procesamiento de minerales. El índice se basa en valoraciones de equipos, factores de modificación y juicios sobre condiciones económicas como la inflación. Los índices son recopilados trimestralmente siendo el año base 1926. En el [Apéndice E - I](#) se muestra el índice M&S para la industria minera desde el año 1950 hasta el 2011 recolectados de diferentes publicaciones, para algunos casos donde no se encuentra un valor para el índice se pueden extrapolar. Es importante en casos donde se quiera encontrar el costo de un artículo se debe considerar el aumento promedio del artículo en un cierto promedio, es decir si aumento 2.2 % por año entre 1989 y 1996, el artículo que tenía un índice de 911 para el año 1996 tendría un índice de 1051.29.

## 7.5 FÓRMULAS DE INTERÉS Y SU APLICACIÓN

El dinero de mañana no es tan valioso como el dinero de hoy. Existe una diferencia considerable, por ejemplo, si una empresa recibe \$ 1,000,000 ahora o dentro de cinco años. La diferencia es que el dinero si tiene un valor en función del tiempo, el interés es como se mide este valor en función del tiempo. Es posible que el dinero que se reciba en el futuro no se materialice, incluso si no hubiera tal riesgo, el dinero disponible en el ahora vale más que la misma cantidad en el futuro debido a su capacidad de ganancia.

Gentry y O'Neil (1984) definen al interés como el cargo de alquiler por usar el dinero durante un período de tiempo específico. La tasa de interés es la relación entre el interés que se cobra al final de un período de tiempo específico y el dinero prestado al comienzo de ese período. El interés representa el crecimiento del capital por un período unitario.

Por lo tanto, el dinero que se recibirá en el futuro debe incluir una prima, si se piensa que es equivalente al dinero actual. Los flujos de efectivo futuros deben descontarse para compararlos con los flujos de efectivo presentes. Casi todas las decisiones económicas en la minería involucran flujos de efectivo que ocurren en diferentes períodos que pueden ser un mes, un trimestre, un semestre o años (Runge, 1998).

Para entender porque existe el interés, es necesario adoptar el punto de vista del prestamista. El prestamista puede justificarse el cobro del interés por las siguientes razones:

1. Riesgo. El prestamista se enfrenta a la posibilidad de que a la persona que se le preste el dinero no puede reembolsarlo.
2. Inflación. El dinero reembolsado en el futuro estará en unidades de menor valor debido al efecto de la inflación.
3. Costo de la transacción. Se incurrirá en costos para preparar el contrato del préstamo, registrar el pago, cobrar el préstamo y otras tareas administrativas que involucra la transacción.
4. Costo de oportunidad. Al comprometer fondo limitado a un prestatario, un prestamista no puede aprovechar otras oportunidades disponibles.

El interés que se aplica como el precio de otros activos, está determinado por la oferta y la demanda. Aunque de vez en cuando los analistas toman la tasa de interés a partir de su desglose en componentes como costos de oportunidad, riesgo e inflación para conformar el interés a aplicar.

Muchos tipos de transacciones involucran intereses, por ejemplo pedir un crédito, invertir dinero o comprar maquinaria a crédito, incluso la evaluación de propuestas de inversión pero existen ciertos elementos que son comunes en todas estas transacciones:

$i$ : Tasa de interés dentro de un periodo de pago, se expresa como un porcentaje en un período de tiempo.

$P$ : Cantidad inicial de dinero invertida o prestado en la transacción, también expresado como el valor presente (tiempo cero).

$n$ : Período de tiempo llamado período de interés que determina la frecuencia con la que se calcula el interés.

$N$ : Período de tiempo específico marca a duración de la transacción y número total de períodos de interés.

$F$ : Valor futuro en el tiempo " $n$ ".

$V_n$ : Valor en un tiempo " $n$ ".

$A$ : Pago en una serie de " $n$ " pagos iguales, realizado al final de cada período de interés.

### Ejemplo 7.5

Una empresa pide un préstamo de \$20,000 a un banco a una tasa de interés anual del 9 % para comprar un equipo. La compañía debe pagar una tarifa de apertura del préstamo de \$200 cuando comienza el préstamo. El banco ofrece dos planes de pago, uno con pagos iguales al final de cada año durante cinco años y el otro un pago único realizado después de un período de préstamo de cinco años. En la siguiente tabla se muestran cada uno de los planes:

**Tabla Ejercicio 7.5 -1**  
Planes de pago propuestos.

Año	Plan 1	Plan 2
0	\$200	\$200
1	\$5,141.85	-
2	\$5,141.85	-
3	\$5,141.85	-
4	\$5,141.85	-
5	\$5,141.85	\$30,772.48

En el Plan 1 el monto principal  $P = \$20,000$  y la tasa de interés es del 9 % el período de interés " $n$ " es de un año y la duración de la transacción es de cinco años, lo que significa que hay cinco períodos de interés ( $N = 5$ ). En la transacción con cinco pagos iguales  $A = \$5,141.85$  cada uno pagado al final del año.

El Plan 2 tiene la mayoría de los elementos del Plan 1, excepto que en lugar de cinco pagos iguales tenemos un período de gracia seguido de un reembolso único de  $F = \$30,772.48$  al año cinco.

El interés simple o interés nominal es el porcentaje anualizado de la cantidad prestada (principal) que se paga por el uso del dinero durante un periodo de tiempo. Si el interés no se paga al final del período en el que se vence, se suma y pasa a formar parte del principal sobre el que se calcula el interés entonces se dice que el interés se capitaliza.

El interés simple se denomina simple porque ignora el efecto de la capitalización. El cargo del interés se basa únicamente en el capital original porque no se incluyen interés sobre interés. Para el interés simple se tiene:

$$F = P(1 + ni) \quad (7.6)$$

En general, para un préstamo  $P$  a una tasa de interés simple de " $i$ " para  $N$  periodos de tiempo, el interés total sería:

$$I = (iP)N \quad (7.7)$$

La cantidad total disponible al final de  $N$  períodos, el valor futuro es:

$$F = P + I = P(1 + ni) \quad (7.8)$$

Bajo un esquema de interés compuesto, el interés genera en cada periodo se calcula basándose en el monto total al final del periodo anterior. El monto total incluye el capital inicial más el interés acumulado que ha quedado en la cuenta para este caso el monto del préstamo aumenta por el monto de interés generado. La fórmula para obtener el monto compuesto es:

$$F = P(1 + i)^n \quad (7.9)$$

El valor presente se utiliza para mover una estimación de valor futuro al presente:

$$P = F \left[ \frac{1}{(1 + i)^n} \right] \quad (7.10)$$

Para entender la diferencia entre tipos de interés simple y compuesto se puede ilustrar con el siguiente ejemplo.

### **Ejemplo 7.6**

Suponga que se invierten \$1,000 durante un año a una tasa de interés simple de 6 %. Al final del primer año, la inversión produciría:

$$\$1,000 + \$1,000(0.06) = \$ 1060$$

De esta manera esta inversión para un período de dos años a una tasa de interés simple del 6 % el monto final de la inversión sería de \$1,120.

Ahora suponemos que se realiza la misma inversión de \$1,000 durante un período de dos años a una tasa de interés del 6 % compuesto anual. Al final del segundo año sería:

$$\$1,000(1 + 0.06) + \$1,000(1 + 0.06)(0.06)$$

También puede ser:

$$\$1,000(1 + 0.06)(1 + 0.06) = \$1,000(1 + 0.06)^2 = \$1,123$$



La mayoría de libros, manuales en el campo de la economía de la ingeniería utilizan una notación abreviada para el interés compuesto:

$$F = P(1 + i)^n = P(F/P, i, n)$$

La notación abrevia F/P, en el [Material Digital: Carpeta 4 Evaluación económica – Material 2](#) se muestra las tablas de interés estándar que siguen la notación corta para una tasa de interés que facilitan la aplicación de la tasa de interés porque evita el redondeo de cifras que generan un interés fraccionario.

**1. Monto compuesto de pago único (F/P, i, n).** El objetivo es encontrar la única suma futura (F) del pago inicial en el tiempo  $t = 0$  después de "n" períodos a una tasa de interés "i" compuesta en cada período, la expresión es:

$$F = P(1 + i)^n \quad (7.11)$$

Por ejemplo, encuentre la cantidad que se acumulara al final de 7 años si se invierte \$1,250 a un interés al 8 % compuesto anual.

$$F = P(1 + i)^n = \$1,250(1 + 0.08)^7 = \$2,142.28$$

Empleando la tabla de interés para (F/P, 8%, 7).

$$F = 1,250(1.714) = \$2,142.50$$

**2. Pago único en valor presente (P/F, i, n).** El objetivo encontrar el valor presente (P) de la única suma futura (F) que se recibe después de "n" períodos a una tasa de interés de "i" compuesta al final del período de interés. Esta operación está dada por:

$$P = \frac{F}{(1 + i)^n} \quad (7.12)$$

Por ejemplo, si se necesitara \$6,500 en 5 años ¿Cuánto debería de invertir ahora para una tasa de interés del 7.5 % compuesto anualmente?

$$P = \frac{\$6,500}{(1 + 7.5)^5} = \$4,527.63$$

**3. Serie uniforme (F/A, i, n).** En este tipo de modelo de inversión, el objetivo es encontrar el valor futuro de "n" pagos iguales que se realizan al final de cada período de interés hasta el final del enésimo período de interés a una tasa de interés "i" compuesta al final de cada periodo.

En este caso es importante recordar que A se define como el pago que ocurre al final del período de interés. Por lo tanto:

$$n = 1, F = A \quad (7.13)$$

$$n = 2, F = A(1 + i) + A \quad (7.14)$$

$$n = 3, F = A(1 + i)^2 + A(1 + i) + A \quad (7.15)$$

De forma general:

$$F = A(1 + i)^{n-1} + A(1 + i)^{n-2} + \dots + A(1 + i) + A \quad (7.16)$$

Factorizando:

$$F = A[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i)1] \quad (7.17)$$

Multiplicando por  $(1 + i)$  se tiene:

$$F(1 + i) = A[(1 + i)^n + (1 + i)^{n-1} + \dots + (1 + i)^2 + (1 + i)] \quad (7.18)$$

Restando la ecuación 7.16 de 7.18 se tiene:

$$F = \frac{A[(1 + i)^n - 1]}{i} \quad (7.19)$$

Por ejemplo, si se realizan pagos de \$725 al final de cada año durante 12 años a una cuenta que paga un interés a una tasa del 9 % anual. ¿Cuál será el monto final?

$$F = \frac{725[(1 + 0.09)^{12} - 1]}{0.09} = \$14,602.02$$

**4. Fondo de amortización de una serie uniforme ( $A/F, i, n$ ).** En este tipo de modelo de inversión, el objetivo es encontrar la cantidad equivalente del pago ( $A$ ) que debe depositarse al final de cada período de interés durante " $n$ " períodos de interés para obtener una suma futura ( $F$ ) al final del enésimo período de interés en una tasa " $i$ ".

Despejando de la ecuación 7.19 para obtener  $A$  permitirá al analista determinar que pagos anuales debe hacerse para acumular una cantidad específica en una fecha futura a una tasa de interés específica:

$$A = \frac{iF}{[(1 + i)^n - 1]} \quad (7.20)$$

Por ejemplo, una empresa minera tiene que reemplazar una instalación de bombeo actual después de 15 años con un desembolso de \$500,000. Planea depositar una cantidad igual al final de cada durante los 15 años a una tasa de interés del 18 % compuesto anual. Encuentre la cantidad equivalente que debe depositar al final de cada año durante los próximos 15 años.

$$A = \frac{0.18(\$500,000)}{[(1 + 0.18)^{15} - 1]} = \$8,201.39$$

Empleando la tabla de interés ( $A/F, 18\%, 15$ ):

$$A = 500,000 (0.0164) = \$8,200$$

Siempre es conveniente utilizar las tablas de interés para evitar problemas de redondeos y tener una mayor precisión.

**5. Valor presente de una serie uniforme  $A(P/A, i, n)$ .** Este tipo de problema surge cuando se desea el valor actual de una serie futura de efectivo. Este suele ser el caso de las inversiones en valores donde un gasto ahora proporcionara pagos iguales de interés o dividendos durante varios períodos futuros.

Para la ecuación 7.19 sustituyendo  $F = P(1 + i)^n$  se tiene:

$$P = \frac{A[(1 + i)^n - 1]}{i(1 + i)^n} \quad (7.21)$$

Por ejemplo, una inversión producirá \$610 al final de cada año durante 15 años. Si el interés es del 10 % ¿Cuál es el precio máximo de compra para esta inversión?

$$P = \frac{610[(1 + 0.1)^{15} - 1]}{0.1(1 + 0.1)^{15}} = \$4,639.71$$

**6. Importe de recuperación de un capital en una serie uniforme  $P(A/P, i, n)$ .** El objetivo de este modo de inversión es encontrar el monto equivalente anual (A) que se recupera al final de cada período de interés durante "n" períodos de interés para un préstamo (P) que está sancionado por una tasa de interés compuesta al final de cada período.

Este es el inverso del problema anterior la ecuación se deriva de despejar A en la ecuación 7.21

$$A = \frac{iP(1 + i)^n}{[(1 + i)^n - 1]} \quad (7.22)$$

Por ejemplo, un banco otorga un préstamo a una empresa para comprar un equipo por un valor de \$1,000,000 a una tasa de interés del 18 % compuesto anualmente. Esta cantidad debe reembolsarse en 15 cuotas iguales anualmente. Encuentre el monto de la cuota que la empresa debe pagar al banco.

Empleando la tabla de interés (A/P, i, n):

$$A = 1,000,000 (0.1964) = \$196,400$$

La cuota anual equivalente a pagar por la empresa al banco es de \$196,400.

Anteriormente todas las fórmulas de interés tratan de la capitalización anual y cuando "A" entra en el problema con los flujos de efectivos anuales. Pero en la práctica esto no ocurre porque los recibos de pago, ni la capitalización son anuales. La mayoría de las transacciones tiene períodos de capitalización distinta al anual. El interés debe estar en las mismas unidades del tiempo que los pagos.

La capitalización puede ser cada dos años, semestral, mensual, diario etc. Cuando ocurre esto existe una diferencia importante entre las tasas de interés anual nominal y efectivo. Por ejemplo, si uno toma prestados \$1,000 de una compañía financiera que cobra una tasa compuesta del 2 % anual, la tasa nominal anual es del 24 %. Sin embargo, está claro que la tasa anual verdadera o efectiva es superior al 24 % debido al efecto de capitalización que se produce cada mes. Para estos casos "r" es la tasa de interés nominal y "x" el número de periodos de capitalización por año, la tasa anual efectiva  $i$  es:

$$i = \left(1 + \frac{r}{m}\right)^m - 1 \quad (7.23)$$

Para el ejemplo anterior sería:

$$i = \left(1 + \frac{24}{12}\right)^{12} - 1$$

$$i = 1.268 - 1 = 0.268 = 26.8\%$$

La tasa de interés efectiva es mayor que la nominal. El caso límite para la capitalización cada vez más frecuente es la capitalización instantánea o continua. La tasa de interés anual efectiva cuando  $r \rightarrow \infty$  se tiene:

$$i = e^r - 1 \quad (7.24)$$

Por lo tanto, para un interés continuo:

$$F = P(1 + e^r - 1)^n \quad (7.25)$$

$$F = P(e^{rn}) \quad (7.26)$$

El término  $e^{rn}$  es el factor de monto compuesto de pago único para un pagó con un interés continuo y se abrevia como  $(F/P, r, n)$  Las seis expresiones para un interés continuo son:

$$P = F/e^{rn}; (P/F, r, n) \quad (7.27)$$

$$P = A \left[ \frac{1 - e^{-rn}}{e^r - 1} \right]; (P/A, r, n) \quad (7.28)$$

$$A = P \left[ \frac{e^r - 1}{1 - e^{-rn}} \right]; (A/P, r, n) \quad (7.29)$$

$$F = A \left[ \frac{e^{rn} - 1}{e^r - 1} \right]; (F/A, r, n) \quad (7.30)$$

$$A = F \left[ \frac{e^r - 1}{e^{rn} - 1} \right]; (A/F, r, n) \quad (7.31)$$

## 7.6 ANÁLISIS DEL FLUJO DE EFECTIVO

En todas las industrias el análisis económico de un proyecto de inversión se realiza para seleccionar el proyecto o proyectos de inversión que darán el máximo valor a la inversión del capital. Los inversores suelen utilizar técnicas de análisis económico basada en la tasa de rendimiento, valor presente, valor anual, valor futuro o varios análisis de equilibrio para tomar decisiones sobre el análisis económico. Cuando las técnicas antes mencionadas se basan en el manejo del valor del dinero en el tiempo con una tasa de interés compuesta esta técnica se denomina “Análisis del flujo de caja”. La comprensión de este concepto conlleva la definición de la tasa de descuento y flujo de efectivo.

Un análisis de flujo de efectivo relaciona los costos asociados con la inversión con los ingresos o beneficios generados a partir de la inversión. Los flujos de efectivo se calculan con frecuencia sobre una base anual con fines de evaluación y se determina restando las salidas anuales de las entradas resultantes de la inversión. El resultado del flujo de efectivo puede ser positivo o negativo. En general los flujos de efectivos netos para un proyecto minero son negativos durante los años de preproducción debido a las grandes inversiones de capital. Una vez que se comienza la producción, los flujos de efectivo suelen ser positivos.

El flujo neto de efectivo es básicamente una combinación de dos componentes: (1) el rendimiento de la inversión y (2) la recuperación de la inversión. En la industria minera, el flujo de efectivo neto se define como la utilidad neta después de impuestos más la depreciación y el agotamiento menos los costos de capital y el capital de trabajo. Mientras que la utilidad neta después de impuestos representa el rendimiento de la inversión, mientras que la depreciación y el agotamiento representa la recuperación de la inversión.

El término “descuento” generalmente se considera un sinónimo de valor presente en un trabajo de evaluación económica. Al manejar el valor del dinero en el tiempo, las inversiones que se requiere tener en cuenta el hecho de que la unidad monetaria hoy tiene más valor que en el futuro porque este dinero en la mano puede ponerse a trabajar en una cuenta bancaria o generar una inversión en un proyecto más atractivo. Esto se denomina equivalencia económica que se refiere al hecho de que un flujo de efectivo, ya sea un pago único o una serie de pagos puede convertirse en un flujo de efectivo equivalente en cualquier momento de un período determinado. Un hecho importante a recordar sobre el valor presente es que su suma es equivalente en valor de los flujos de efectivos futuros es equivalente porque si tuviera el valor presente hoy podría transformarlo en los flujos de efectivos futuros simplemente con una tasa de interés, conocida como tasa de descuento.

Este enfoque de la equivalencia económica puede ampliarse para incluir la comparación de diferentes alternativas. Por ejemplo, se puede comparar el valor de dos propuestas encontrando el valor equivalente de cada una en cualquier momento en común. Si las propuestas financieras que parecen ser bastante diferente resultan tener el mismo valor monetario, entonces se puede ser indiferente y elegir cualquiera de las dos.

### Ejemplo 7.7

Considere que se invierte \$ 1,000,000 al 12 % de interés anual por cinco años. La fórmula desarrollada para calcular  $F = P(1 + i)^n$  expresa la equivalencia entre alguna cantidad presente "P" y una cantidad futura "F" para una tasa de interés dada y un número de períodos de interés. Al final del período de inversión, nuestra suma crece:

$$\$ 1,000,000(1 + 0.12)^5 = \$1,762,341.68$$

Entonces, podemos decir que al 12 % de interés de \$1,000,000 recibimos \$1,762,341.68 en cinco años y por lo tanto de cumplirse esta expectativa podríamos intercambiar \$1,000,000 para recibir \$1,762,341.68 en cinco años.

### Ejemplo 7.8

Considere que se le ofrece la alternativa de recibir \$3,000 USD al final de cinco años o "P" dólares hoy. Sin duda que los \$3,000 se pagará en su totalidad por no tener un riesgo. Dado que no se tiene la necesidad actual de ese dinero, depositaría los dólares "P" en una cuenta que paga un interés del 8 %. ¿Qué valor de P le haría indiferente su elección entre P dólares hoy la promesa de recibir \$3,000 USD al final de cinco años?

El trabajo es determinar el monto actual que equivale económicamente a la cantidad "F" igual a \$3,000 USD en cinco años con un interés del 8 %.

$$P = \frac{\$3,000}{(1 + 0.08)^5} = \$2,042 \text{ USD}$$

Con la promesa de hoy invertir \$2,042 USD y en cinco años recibir \$3,000 USD, si se invierten más de \$2,042 USD la cantidad en el futuro sería mayor que P y probablemente sería preferible recibir más de \$3,000 USD que hoy solo recibir la cantidad P.

Es importante definir que el valor presente es la suma del dinero que se invirtiera hoy a una tasa compuesta específica que crecerá hasta el valor futuro. De esta manera el descuento y valor presente tiene un significado equivalente porque ambos se relacionan con la reducción del valor de los activos.

El interés compuesto es el enfoque generalmente aceptado para calcular el interés acumulado o el rendimiento de una inversión. El valor futuro que se proyecta se adquiere de la inversión inicial, el valor presente de un valor a futuro es la suma de dinero que se invierte hoy a una tasa de interés compuesta que aumenta hasta un valor futuro determinado.

El flujo de efectivo de un proyecto minero son los fondos después de impuesto disponibles para la empresa. Por lo general, las cifras tienen una base anual pero en la construcción del proyecto en la primera etapa de la operación se realizan en tiempo más cortos para fines de control de costos. En la Tabla 7.6-1 se muestran los componentes y procedimientos de cálculo básico para determinar los flujos de efectivo anuales para un proyecto minero cuando una inversión de capital se deprecia durante un período de tiempo determinado y las consideraciones fiscales permiten que se deprecie el valor del depósito "agotamiento" que solo en algunos países es aplicable.

**Tabla 7.6-1**  
Componentes de un flujo de efectivo.

<b>Componentes del cálculo de flujo de efectivo anual</b>	
Entrada	Ingresos
Menos	Regalías
<b>Ingresos brutos de la minería</b>	
Menos	Costos operativos
<b>Utilidad neta operativa</b>	
Menos	Asignación de amortización y depreciación
<b>Ingreso neto tributable</b>	
Menos	Impuestos sobre bienes y servicios
<b>Ingreso tributable federal neto</b>	
Menos	Impuestos federales
<b>Utilidad neta después de impuestos</b>	
Más	Asignación de amortización y depreciación
<b>Flujo de caja operativo</b>	
Más	Incrementos de capital circulante
Menos	Costos de capital
Menos	Capital de trabajo
<b>Flujo de efectivo anual neto</b>	

Adaptado de Gentry y O'Neil (1984).

En el flujo de caja las ganancias son los componentes que más resalta en el flujo de efectivo, pero la depreciación, amortización y agotamiento representan una parte del flujo de caja importante. Pero estos tres elementos son costos no monetarios, ya que no representan transacciones en efecto durante el año fiscal. El impacto financiero de estos costos no monetarios es simplemente reducir el monto de impuesto sobre la renta que de otro modo se pagaría, ver Tabla 7.6-2.

Generalmente se utilizan el análisis de flujo de efectivo para evaluar que el proyecto podrá maximizar sus beneficios o minimizar costos. En un proyecto minero maximizar los beneficios permite evaluar el desempeño de la operación, mientras que decisiones de reemplazo de equipos, implementación de nuevas tecnologías se evalúan desde el punto de vista de minimizar costos. En general los proyectos deben evaluarse para maximizar beneficios siempre que se posible.

El término de “flujo efectivo descontado” evoluciono al hecho de que los inversores suelen manejar el valor de dinero en el tiempo utilizando el valor presente neto para descontar el flujo en efectivo positivo y negativo anticipado de una inversión para evaluar el potencial económico del proyecto. El análisis del flujo de efectivo descontado obliga al inversionista a pensar de manera sistemática y cuantitativa todos los factores económicos relevantes que pueden afectar el potencial económico de la inversión. Intuitivamente los empresarios contemplan factores como la magnitud de la inversión y el momento de los costos e ingresos ante efectos como la inflación y la escalada de los precios pueden poner en riesgo la inversión permitiendo comparar diversas alternativas de inversión (Stermole et al., 2000).

**Tabla 7.6-2**

Impacto de la amortización y depreciación en el flujo de efectivo.

Componentes del cálculo de flujo de efectivo anual		Cantidad	Ganancia
Entrada	Ingresos	100	100
Menos	Regalías	-2	-2
Ingresos brutos de la minería		98	98
Menos	Costos operativos	-60	-60
Utilidad neta operativa		38	38
Menos	Asignación de amortización y depreciación	-10	-
Ingreso neto tributable		28	-
Menos	Impuestos sobre bienes y servicios	-8	-8
Ingreso tributable federal neto		20	30
Menos	Impuestos federales	-8	-8
Utilidad neta después de impuestos		12	22
Más	Asignación de amortización y depreciación	+10	-
Flujo de caja operativo		22	22
Más	Incrementos de capital circulante		
Menos	Costos de capital	0	0
Menos	Capital de trabajo	-2	-2
Flujo de efectivo anual neto		20	20
Costos de capital: Gastos para expandir, reemplazar y renovar activos fijos.			
Capital de trabajo: Recurso para la empresa opere como insumos, materias primas etc.			

Adaptado de Gentry y O'Neil (1984).

El término flujo de efectivo se refiere a la entrada o salida neta del dinero que se produce durante un período de tiempo específico, la representación del cálculo de flujo de efectivo es:

Ingresos brutos

(-) Costos operativos

(=) Ingreso neto tributable

(-) Impuestos

(=) Beneficio neto

(-) Costos de capital

(=) Flujo de efectivo neto

Runge (1998) señala que una herramienta para evaluar proyectos de inversión es la técnica de flujo de efectivo descontado. Los pasos necesarios para establecer el flujo de caja y utilizar los resultados para evaluar un proyecto y algunas características del flujo de efectivo son:

1. Se tabula a lo largo del tiempo y las columnas representa cada uno de los años.
2. Se realiza la evaluación de ventas probables del producto en el mercado.
3. Se estima la producción, costos de inversión y operativos durante la vida del proyecto.
4. Se estima la fuente de ingreso de la mina multiplicando la producción por el precio de venta que se ingresa en la primera fila para cada año de acuerdo con el plan de producción. Otras entradas son el rescate de equipos, devolución de bonos de recuperación y el incremento de capital.



5. Registro de los costos de capital, costos operativos e impuestos son las principales salidas de efectivo.
6. El flujo de efectivo neto es la suma anual de todas las entradas de efectivo menos todas las salidas de efectivo. El resultado de cada año es la cantidad neta de dinero que se espera que ingrese o salga de la cuenta de la empresa.
7. Con los resultados se evalúa el rendimiento del capital producido al analizar diferentes alternativas.

El objetivo de un análisis de flujo es simular todos los flujos de efectivo anticipado para el proyecto durante su vida y expresarlos en términos de valor presente para que se pueda tomar una decisión. Una práctica común es que los costos de capital se tabulen en el flujo de efectivo del año anterior a su uso en la primera fila. Se deben comenzar estableciendo la producción porque los ingresos y los costos operativos están relacionados con las metas de producción. La mayor parte de los costos de capital se refieren a activos fijos que contribuyen directamente a la producción como oficinas, naves industriales, equipos, laboratorios etc. La compra inicial es una salida de efectivo que ocurre al inicio del proyecto.

El inventario de refacciones es un ejemplo de capital de trabajo, otros ejemplos de capital de trabajo son bonos de recuperación, pagos anticipados y anticipos como préstamos para el beneficio de la unidad. La mayor inversión en capital de trabajo en una mina son los artículos y materiales en inventarios de trabajos anticipados, sin embargo, la planeación incluye estos trabajos de descapote, remoción de suelo, stockpiles, preparación sitios, desarrollo de caminos en el cronograma de extracción por lo que el flujo de efectivo asociado se incorpora en los costos operativos de la mina.

El valor de rescate es el valor esperado después de deducir el costo de venta realizado al momento de la disposición de los activos fijos al final de su vida útil de una propiedad o activo.

La depreciación se puede definir como la reserva por desgaste del equipo. Por ejemplo, si un equipo tiene una vida de 6 años, después de 3 años debería de valer la mitad del precio de compra. Esto puede ser cierto o no porque dependerá de la manera en la que se desprecie este equipo. La tasa de depreciación utilizada en el flujo de efectivo es la designada por las autoridades fiscales, por lo general la depreciación se realiza mediante el método de línea recta o mediante saldo decreciente.

Los impuestos son la cantidad de dinero que se debe pagarse basado en los ingresos tributables, algunos ejemplos son los impuestos sobre la venta, impuestos de servicios, impuestos sobre servicios, impuestos al valor agregado y los impuestos estatales normalmente se tratan como costos ordinarios.

Runge (1998) destaca que existen momentos claves donde se deben realizarse un flujo de efectivo estos son:

- Cambios en el precio de los productos.
- Cambios en el capital del proyecto.
- Proyectos de expansión.
- Proyectos de rehabilitación.
- Puesta en marcha de nuevos proyectos.

**Regalías.** Son pagos realizados por los propietarios del proyecto a personas civiles que tienen algún derecho sobre la superficie que se encuentra el lote minero.

**Impuestos.** Los impuestos son la cantidad de dinero que se debe pagar basado en los ingresos tributables, algunos ejemplos son impuestos sobre la venta, impuestos de servicios, impuestos sobre servicios, impuestos al valor agregado e impuestos estatales normalmente se tratan como costos ordinarios.

**Depreciación.** La depreciación se puede definir como la reserva por desgaste del equipo. Es una convención de contabilidad financiera de remuneración para atribuir el costo de capital incurrido en la adquisición de un activo fijo al grado en que su valor disminuye durante períodos sucesivos mientras se utiliza para generar ingresos en el período. La depreciación no es un costo en efectivo, sino una convención contable que intenta igualar los ingresos y costos en cada período fiscal.

En el caso de la industria minera dada su intensidad de inversión y presencia de una depreciación acelerada, el monto de efectivo asignado cada año contra la depreciación puede ser considerable. En algunos casos particularmente durante sus primeros años, la mayor parte del efectivo generado por un proyecto minero es atribuible a la depreciación y la empresa puede tener un flujo de efectivo significativo incluso si tiene una pérdida contable.

Si bien la depreciación no es un costo en efectivo, sin embargo, debido a ser deducible del ingreso de la renta imponible, influye en el impuesto sobre la renta pagadero y por lo tanto en los flujos de efectivo del proyecto. Cualquier equipo que se compre hoy no funcionara para siempre por desgaste del equipo o por lo obsoleto de la tecnología. Por lo tanto, debe reemplazarse en el momento adecuado para la continuación del proyecto, la sustitución de un equipo al final de su vida útil implica dinero. La recuperación de dinero de las ganancias de un equipo para su remplazo se denomina fondo de depreciación, ya que el valor del equipo disminuye con el paso del tiempo. Existen varios métodos de contabilización del fondo de depreciación, estos son depreciación lineal, depreciación del saldo decreciente, depreciación de dígitos, depreciación del fondo amortización y depreciación de la producción de servicios.

**Agotamiento.** Uno de los aspectos más importantes de las empresas mineras es la asignación por agotamiento en el flujo de efectivo. Esta asignación permite a las empresas mineras realizar deducciones del impuesto sobre la renta federal por agotamiento durante la vida económica de la propiedad minera, estas deducciones aumentan significativamente los flujos de efectivo en la minería.

El agotamiento es equivalente a la depreciación de las reservas del depósito. Representa el valor decreciente de la reserva que las autoridades fiscales permiten que una empresa reclame una deducción válida de las ganancias disponibles. Cada país adopta diferentes asignaciones para el agotamiento en sus reglas de impuestos y depende si el país permite o no la deducción de impuestos de los costos de exploración, adquisición derechos minerales y arrendamientos.

**Amortización.** Está permitido que una empresa deduzca cada año como amortización una parte proporcional de ciertos costos de capital. La amortización permite recuperar estos costos de manera similar a la depreciación lineal durante un período "t". Como regla general, la amortización se relaciona con los costos de activos intangibles, mientras que la depreciación se relaciona con los costos de los activos tangibles es importante destacar que solo algunos costos se pueden amortizar antes de impuestos.

Para las organizaciones es ventajoso maximizar las deducciones antes de impuestos y así reducir el monto de la renta tributable y en consecuencia los impuestos sobre la renta. La amortización anual permitida para los costos seleccionados se calcula de misma forma que la depreciación lineal, como consecuencia se habrá depreciado y amortizado de la inversión.

## 7.7 ESTIMACIÓN DE INGRESOS

Debido a la alta inversión de un proyecto minero este suele ser sensible a factores que afectan sus ingresos como la dilución de las reservas, leyes de cabeza, recuperaciones, precio de los metales, tipo de cambio, costos de minado y costos de beneficio. La naturaleza única del mercado de minerales es un papel fundamental en la evaluación de proyectos mineros.

Calcular los ingresos de un proyecto minero es una actividad difícil y arriesgada, si no se cuenta con una perspectiva total de lo que involucra una operación minera. Es fundamental que no se confunda el valor de la mineral in situ con los ingresos por venta.

Las reservas probadas mineras son la base de cualquier proyecto minero metalúrgico donde es esencial la elección del método de explotación y método de beneficio para lograr un correcto aprovechamiento de los recursos minerales. La definición, clasificación y cuantificación de las reservas es importante definir las reservas económicamente explotables que son la base de una evaluación minera. Las reservas mineras afectas por la dilución propia del método de explotación son las reservas que toman en cuenta en la evaluación minera, ya sea para calcular el valor del mineral como para calcular los costos de producción.

La dilución es una diferencia entre las reservas in situ y las reservas explotables técnica y económicamente. Técnicamente la dilución es la mezcla de material estéril con mineral durante el proceso de extracción involuntario o una función del método de explotación, las dimensiones mínimas del rebaje requieren la extracción de una parte de la roca encajonante, el resultado es la ley del mineral extraído o comúnmente llamada ley de cabeza.

La rentabilidad de un proyecto minero es sensible a los cambios de ley. La dilución puede ser una variable crítica en la evaluación de un proyecto. El grado de dilución en la minería es una función del método de explotación, en algunas ocasiones puede ser tan alta como el 20 % con una roca encajonante poco competente y tan baja como el 5 %. En general para fines de evaluación se utiliza un margen promedio de al menos el 10%. A medida que se continúa la extracción si la dilución aumenta hasta llegar a la ley de corte, la operación deja de ser rentable. La determinación del tonelaje y ley de cabeza es fundamental para determinar la capacidad de la planta que influye en la estimación de ingresos.

### **Ejemplo 7.9.**

Calcule la ley de cabeza y el tonelaje de una operación de tumbe por subniveles de acuerdo a la siguiente información:

- Toneladas in situ 9,500 t.
- Ley in situ 7.7 onzas de plata por tonelada.
- Ley promedio del mineral estéril en el contacto de la roca encajonante 2.9 onzas de plata por tonelada.
- Dilución 20 %

El tonelaje recuperado es:

$$9,500(1.2) = 11,400 \text{ toneladas}$$

La ley de cabeza es:

$$\frac{9,500(7.7) + 1,900(2.9)}{11,400} = 6.9 \text{ oz. Ag por tonelada}$$

Franco (1984) indica que la evaluación de una reserva mineral, se utilizan los valores de la ley media. El valor bruto de una tonelada es el resultado de multiplicar los contenidos por las cotizaciones vigentes. El valor recuperado es el resultado de multiplicar el valor bruto por la recuperación metalúrgica resultante de la aplicación del proceso metalúrgica y el valor neto de una tonelada de mineral se calcula descontado del valor recuperado, los costos que se incurre para colocar en el mercado el producto final. El ingreso anual se calcula multiplicando el número de unidades producidas y vendidas durante el año por el precio de venta.

Gentry y O'Neil (1984) indican que los principales componentes que interfieren en los ingresos anuales son:

**1. Producción.** Existen una serie de variables que afectan directamente el número de unidades producidas y vendidas. La primera variable es el tonelaje que se extrae que deriva del programa de explotación que es una función de las características del depósito y del método de explotación.

La segunda variable asociada con la determinación de la producción anual es la ley del mineral extraído. La estimación de la ley de cabeza y ley de la mineral in situ deben ajustarse antes de estimar la producción anual.

Después de llegar a estimaciones apropiadas para el tonelaje anual y ley, el analista debe calcular el número de unidades producidas anualmente. Es decir el mineral valioso que se recuperar mediante un proceso de beneficio. Se deben de estimar las pérdidas y establecer los porcentajes de recuperación adecuados para obtener un rendimiento económico para el proyecto. La recuperación es la tercera variable clave para estimar la producción anual. En resumen el analista debe responder las siguientes preguntas para estimar cada componente de producción de la ecuación de ingresos:

¿Cuál es el tonelaje que se va a extraer?

¿Cuál es ley del mineral explotado?

¿Qué porcentaje de recuperación se tiene en el proceso de beneficio?

**2. Precio de venta unitario.** El segundo componente del cálculo de ingresos es el precio de venta. Determinar el precio de los metales en particular a futuro juega un papel importante en el análisis de inversiones mineras.

### 7.7.1 PUNTO DE EQUILIBRIO EN LA INDUSTRIA MINERA

El objetivo principal del análisis de equilibrio es encontrar el volumen de producción de corte en el cual la empresa obtiene un rendimiento económico. Las variables a considerar son: precio de venta por unidad "s" (precio del metal o mineral), costos variables "v", costos fijos "FC" y volumen de producción "Q". Los ingresos totales por ventas (S) de la empresa están dados por la expresión:

$$S = s(Q) \quad (7.32)$$

Donde S es el valor del concentrado, s es el precio del metal y Q el volumen de producción:

$$Q = (\text{tonelaje extraído})(\text{ley media})(\text{recuperación}) \quad (7.33)$$

El costo total para el volumen de producción está dado por:

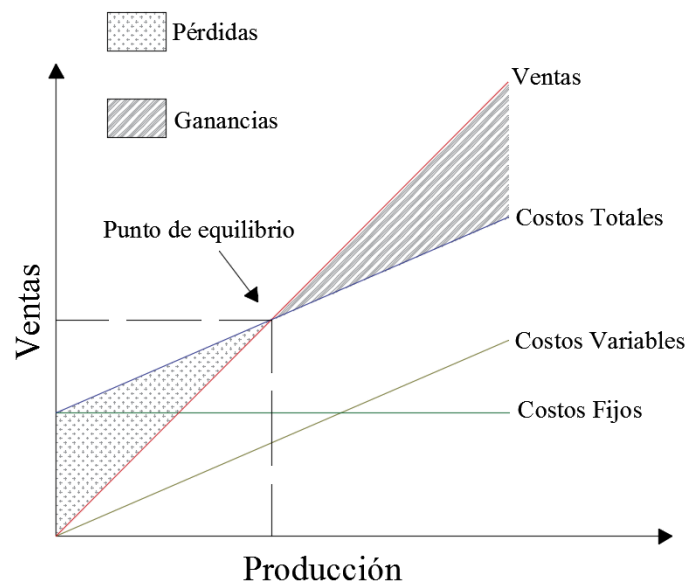
$$TC = \text{costos variables} + \text{costos fijos} \quad (7.34)$$

$$TC = v(Q) + FC \quad (7.35)$$

Donde v son los costos variables y FC los costos fijos. Para determinar el valor del concentrado también se deben contemplar costos de fundición y transporte.

La representación gráfica de las dos ecuaciones anteriores se muestra en la Figura 7.7-1. El punto de intersección de la línea de ingresos totales por ventas y la línea de costos totales se denomina punto de equilibrio.

El volumen de producción correspondiente en el eje X en el punto de equilibrio se conoce como cantidad de ventas de equilibrio. El punto de intersección, el costo total es igual a los ingresos totales este punto también se denomina situación sin pérdidas o ganancias. Para cualquier cantidad de producción que sea menor que la cantidad de equilibrio el costo total es mayor a los ingresos totales que genera pérdidas para la empresa.



**Figura 7. 7-1** Punto de equilibrio idealizado para un diagrama de costos - ingresos. Adaptado de Gentry y O'Neil (1984).

Cualquier cantidad de producción que sea mayor que la cantidad de equilibrio, los ingresos totales serán mayores que el costo total por lo tanto la empresa obtendrá un beneficio económico.

$$\text{Beneficio} = \text{ventas} - (\text{Costos fijos} + \text{Costos variables}) \quad (7.36)$$

La expresión para encontrar la cantidad de equilibrio y ventas en equilibrio:

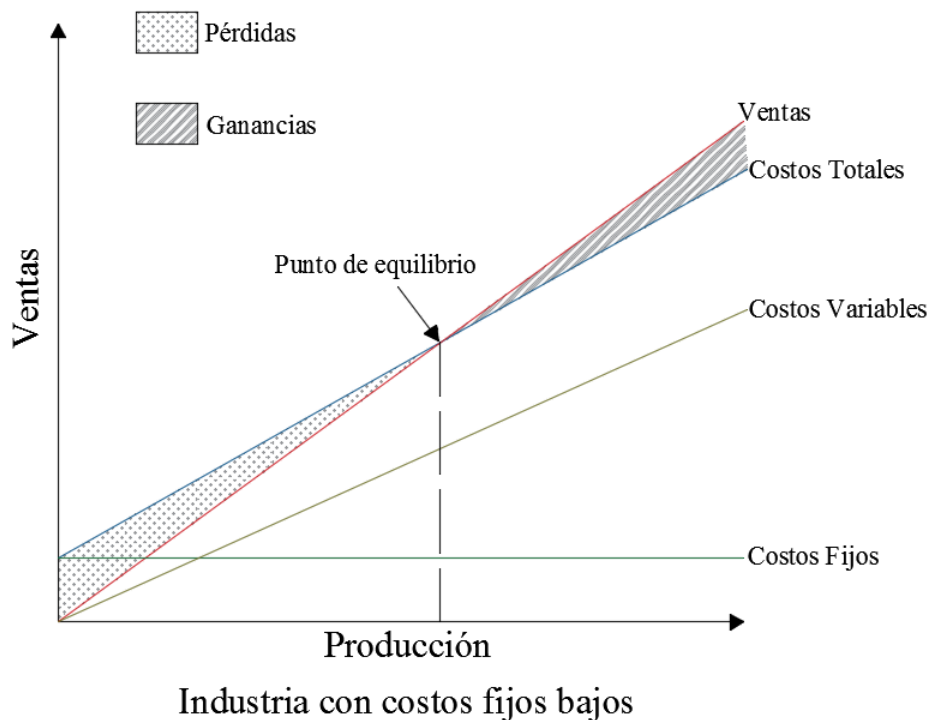
$$\text{Cantidad de equilibrio} = \frac{FC}{s - v} [\text{Unidades}] \quad (7.37)$$

La contribución es la diferencia entre las ventas y los costos variables. El margen de seguridad (*MS*) son las ventas por encima de las ventas de equilibrio. Las fórmulas para calcular estos valores son:

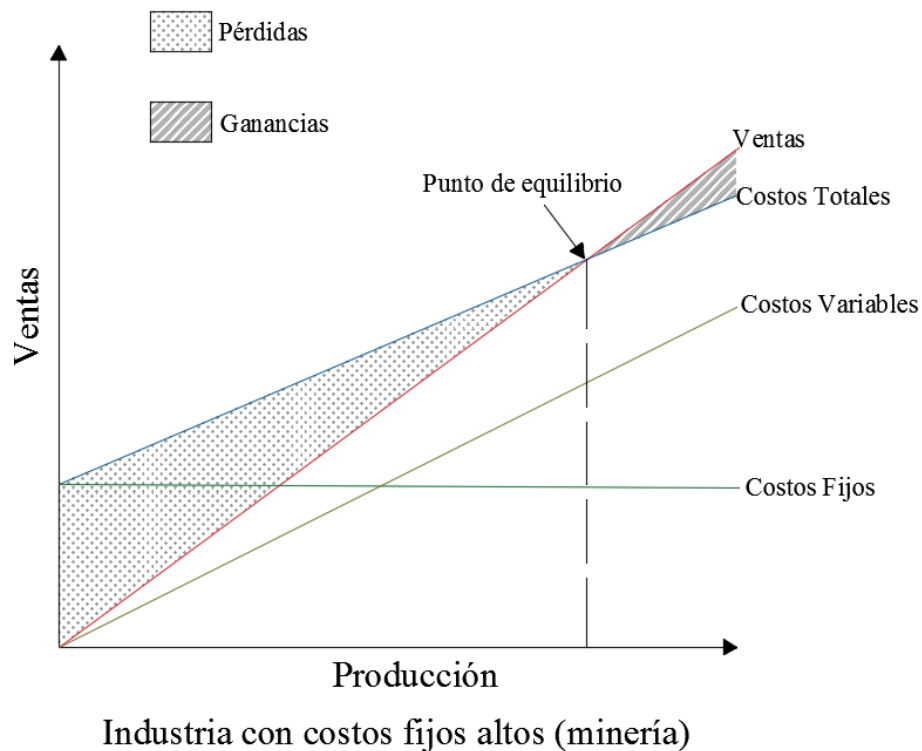
$$\text{Contribución} = \text{Ventas} - \text{Costos variables} \quad (7.38)$$

$$MS = \frac{\text{Beneficio}}{\text{Contribución}} (\text{Ventas}) \quad (7.39)$$

El concepto de costos fijos contra costos variables es útil para comprender las características de una industria en particular. En general la minería se caracteriza por un alto grado de capital. En la categoría de activos por unidad de ventas, la minería se ubica por encima de los demás sectores industriales. Debido al alto nivel de costos fijos en la minería generalmente el nivel de producción de equilibrio se encuentra más lejos del punto de equilibrio que las empresas con menores costos fijos. Este factor contribuye a que las operaciones mineras laboren en horarios de tres turnos, siete días por semana para lograr las metas de producción. En la Figura 7.7-2 y 7.7-3 se muestra los gráficos idealizados de equilibrio de la industria minera.



**Figura 7.7-2** Punto de equilibrio para costos fijos de otras industrias. Adaptado de Gentry y O'Neil (1984).



**Figura 7. 7-3** Punto de equilibrio para costos fijos altos como en la industria minera. Adaptado de Gentry y O'Neil (1984).

Una segunda característica de la minería que se puede ver en la Figura 7.7-3 es la diferencia de pendiente entre las curvas de costos e ingresos totales es mayor para la minería que las industria con menos capital. De esta manera, las ganancias en la minería están altamente relacionadas con el nivel de producción. Un pequeño aumento o disminución en la producción produce un cambio grande en las ganancias. Con esta recta también se ilustra la sensibilidad de las ganancias a los precios de los metales en la minería.

## 7.7.2 PRODUCTIVIDAD EN LA INDUSTRIA MINERA

El tamaño de una planta de beneficio regularmente se expresa en toneladas de mineral molidas por día o toneladas tratadas por hombre - turno pero cada compañía difiere en sus políticas respecto a este parámetro que es una meta de producción que refleja la capacidad de diseño. Las metas de producción son las unidades de producto esperados al final del proceso en un periodo determinado, considerando la calidad y costos producidos para obtener dicho producto. Para generar programas de operación se debe de considerar las reservas probadas, método de explotación, producción diaria de la mina, número de días operacionales por semana y los turnos por día para determinar la vida operativa de la mina (Prado 1961; Morales, 1951).

La vida de un proyecto minero depende del tamaño del depósito y producción de la mina. Esta última decisión del ritmo a la cual se explotará la mina se basa en un análisis económico que involucra un análisis de curvas de tonelaje - ley. Desde el punto de vista de planificación de una planta de beneficio el tonelaje a procesar determina muchos criterios como el tamaño de los equipos, resistencia de las estructuras y materiales de construcción, calidad de los equipos de procesamiento, forma del manejo del material hasta el transporte del concentrado a fundición. En general los índices de productividad están convertidos a toneladas de mineral producidas o beneficiadas.

**Tamaño del proyecto.** Generalmente se expresa en toneladas de mineral procesadas por día, es común escuchar que la planta procesa 25,000 tpd este es el tonelaje de diseño que resultó ser el que otorga un rendimiento económico a la operación de acuerdo al tonelaje, ley, costos de minados y beneficio. El aumento de la capacidad es decir de 30,000 a 35,000 tpd implica cambios en la operación de mina y planta para lograr este tonelaje.

Otros proyectos clasifican el tamaño de proyecto de acuerdo al tonelaje de producto en lugar del mineral procesado en planta, por ejemplo en proyectos de hierro se informa en toneladas por año de pellets, en proyectos que procesan metales preciosos regularmente se reporta las onzas por año y en otras se reporta el tonelaje de cada concentrado. En general la razón de las toneladas por día que se muelen es el común denominador en la mayoría de los proyectos. Las características del mineral varían durante la vida del proyecto por lo tanto la capacidad del molino no es una cifra fija, por lo tanto se reporta un tonelaje promedio durante un cierto período de tiempo para otorgar una información que permita dimensionar el tipo de proyecto (Weiss, 1985).

Como un prerequisite para el cálculo óptimo del tamaño de planta se necesita tener información confiable sobre el grado de certeza geológica del yacimiento, datos suficientes y confiables de la determinación de reservas, leyes del depósito y un pleno conocimiento de que las pruebas metalúrgicas para beneficiar el mineral. Otro factor importante son los horarios operativos en particular los días operativos por semana y turnos por día. Las horas por turnos también es un factor importante para determinar el tonelaje procesado.

**Vida del proyecto.** La vida de una operación minera depende del tamaño del depósito y la razón de extracción. Las toneladas que se extraen dependen el método de explotación y su decisión se basa en un análisis económico considerando los costos de minado, costos de beneficios, leyes del depósito, tonelajes de las reservas explotables y precio de los metales.



La razón de extracción óptima se inicia con la estimación de la inversión requerida y costos de operación para varios tamaños de planta. En una segunda estancia se debe contemplar diferentes escenarios como cambios en las leyes y precio del metal para evaluar cual tonelaje ejerce un mayor rendimiento económico.

### Ejemplo 7.10

Considera que se ha construido con éxito un modelo de bloques de un pórfido de cobre de un proyecto a cielo abierto. En la siguiente Tabla Ejemplo 7.10-1 se presentan una estimación inicial de los costos de minado y beneficio para vender 5,000 toneladas de cobre por año también se proyectó un precio de \$1 por libra de Cu.

**Tabla Ejemplo 7.10-1**

Costos de la operación.

Costos estimados	
Costos de minado (mineral)	\$1.00/ton
Costos de minado (tepetate)	\$1.00/ton
Costos de beneficios	\$2.80/ton
Costos generales (mina)	\$0.17/ton
Costos generales (planta)	\$0.40/ton mineral
Costos de fundición, refinación y venta	\$0.30 /lb Cu
Recuperación	78%

Estos costos estimados fueron utilizados para el modelo de bloques, posteriormente con el método de Lerchs – Grossmann se generó el contorno final de tajo para definir las reservas explotables. Esto definió un inventario de minerales usando diferentes intervalos de leyes que se muestran en la siguiente Tabla Ejemplo 7.10-2.

**Tabla Ejemplo 7.10-2**

Inventario mineral.

% Cu	Toneladas	% Cu	Toneladas
>3.2	25,000	1.5 -1.6	205,000
3.1 - 3.2	7,000	1.4 -1.5	130,000
3.0 - 3.1	15,000	1.3 -1.4	270,000
2.9 -3.0	5,000	1.2 -1.3	320,000
2.8 - 2.9	5,000	1.1 - 1.2	570,000
2.7 -2.8	10,000	1.0 - 1.1	460,000
2.6 . 2.7	33,000	0.9 - 1.1	550,000
2.5 - 2.6	40,000	0.8 -0.9	420,000
2.4 -2.5	15,000	0.7 -0.8	950,000
2.3 -2.4	25,000	0.6 - 0.7	980,000
2.2 - 2.3	30,000	0.5 - 0.6	830,000
2.1 -2.2	30,000	0.4 -0.5	1,200,00
2.0 -2.1	30,000	0.3 -0.4	1,050,000
1.9 - 2.0	75,000	0.2 -0.3	1,300,000
1.8 -1.9	60,000	0.1 - 0.2	2,700,000
1.7 -1.8	150,000	< 0.1	18,020
1.6 - 1.7	170,000		

Adaptado Hustrulid et al. (2013)

Ley de corte es:

$$TC = \text{Costo de minado} + \text{Costos de beneficio} + \text{Costos generales}$$

$$TC = 1.00 + 2.80 + 0.40 + 0.17 = \$4.37$$

$$S = 0.78(1.00 - 0.30) \frac{2000}{100} = \$10.92$$

$$g = \frac{4.37}{10.92} = 0.4\%Cu$$

Con esta capacidad y costos el mineral con una ley mayor a 0.4 % es explotable. Lo cual otorga un margen de 6,385,000 toneladas de mineral. El cálculo de la producción anual y vida del proyecto se pueden calcular con los siguientes datos.

- Recuperación: 78 %
- Recuperación combinada de fundición y refinación: 97 %
- Días de operación al año: 250 días

Asumiendo una ley media de las reservas explotables: 0.90 % Cu

La capacidad de molienda está dada por:

$$Q_{planta} = \frac{5,000 \text{ tpa} (2,000 \text{ lbs/ton})}{\frac{0.90}{100} (0.78)(0.97)(2,000 \text{ lbs/ton})} = 734,279.08 \text{ tpa}$$

$$Q_{planta} = \frac{734,279.08}{250} = 2937.11 \text{ tpa}$$

Vida del proyecto es:

$$\text{Vida de la mina} = \frac{\text{reservas explotables}}{\text{Producción}}$$

$$\text{Vida de la mina} = \frac{6,385,000}{734,279.08} = 8.69$$

Producción de mina:

$$Q_{mina} = \frac{6,385,000}{8.69} = 734,752.58 \text{ tpa}$$

Toneladas diarias extraídas son:

$$Q_{mina} = \frac{734,752.58}{250} = 2,939.01 \text{ toneladas diarias}$$

En resumen, la producción de la operación:

- Producción mina 2,939.01 toneladas diarias
- Producción planta 2937.11 toneladas diarias
- Vida del proyecto 8.89 años

### 7.3 CONTRATOS DE COMERCIALIZACIÓN DE CONCENTRADOS

La mayoría de los productos minerales se venden en contratos entre compradores y vendedores respetando los precios del mercado vigentes para metales bases y preciosos. Estos contratos son realizados en empresas minera que no cuentan con instalaciones de procesamiento para la extracción del metal para su comercialización por lo tanto se comercializa a fundiciones. La refinería cobra por sus servicios y devuelve el metal refinado derivado de los concentrados para su comercialización final (Allen y Allen, 1986).

Los contratos de comercialización de concentrados o proformas de liquidación constan de diversos elementos, entre ellos la ley del concentrado, tolerancia de impurezas y el contenido de humedad del concentrado que pueden mejorarse para obtener mayores ganancias. Durante el diseño de la planta de beneficio se debe prestar atención para mejorar la calidad del concentrado para aumentar el número de compradores. Consideraciones como la ley del concentrado, recuperación y humedad del concentrado deben considerarse en el costo del flete. La información general que se debe estipular en los contratos es:

**Ubicación de la fundición:** Es importante asegurar la ubicación de la refinería para que no se cobre al vendedor el costo del flete extra por desviar el concentrado.

**Modo de entrega:** El convenio de entrega se detalla, es decir cuál es el medio de entrega, si el envío se realiza en un camión con "n" toneladas. Además, se especifica el tonelaje mínimo requerido para la fundición por ejemplo un mínimo de 20 toneladas y cuantos camiones constituyen el envío. Por último se incluye el horario y restricciones de tiempo, es decir la entrega sería el viernes de 8:00 a.m. a 2:00 p.m. Se puede dar el caso que el remitente llegue más tarde que la hora programada se agrega un cargo adicional por las horas extras requeridas por el comprador o se solicita que el vendedor espere hasta mañana para realizar la entrega de acuerdo a lo estipulado en el contrato.

**Pagos:** El contrato debe especificar los elementos que se pagan junto con las deducciones y el porcentaje de las cuentas por pagar. Debe incluir el mercado en el que se cotiza el metal y período de tiempo durante el cual se proyecta el precio del metal.

**Cargos de fundición:** Es el costo por tonelada que se cobra por el tratamiento de una tonelada seca corta, tonelada larga o tonelada métrica de material acordado para la entrega.

**Mano de obra.** Algunos envíos requieren de grúas mecánicas, equipos de carga que demandan mano de obra y energía que tienen un impacto en la negociación de los costos que demanda estas maniobras. Por lo tanto, se requiere estipular la mano de obra que se cobrara en la función de acuerdo a la forma de envío del concentrado.

**Penalizaciones.** El concentrado puede tener elementos menores que son perjudiciales para la fundición. La cláusula de penalización está destinada a proteger a la fundición del costo agregado de por estos elementos que reducen las recuperaciones de los valores de interés. Generalmente se enumeran el límite permitido de cada elemento y se detalla el valor de las penalizaciones por cada unidad en exceso. En algunos casos se puede tener sanciones de metales pagaderos en exceso en un concentrado y también para valores que están por debajo de las especificaciones e incluso si el concentrado pasa del porcentaje de humedad estipulado. Algunos componentes perjudiciales pueden ser el arsénico, antimonio, bismuto, hierro y fosforo.

**Impuestos.** Se estipula los impuestos gubernamentales, nacionales, locales o municipales impuestos ahora o en un futuro en virtud de la producción, extracción, fundición, refinación, venta, transporte, ingresos o valores de los metales distintos a los impuestos sobre la renta bajo los que puede entrar el concentrado. Además, se establece quien se hará cargo de estos impuestos o si se deduce del precio de compra.

**Flete:** Algunas fundiciones permiten el envío de concentrados contra reembolso, estos cargos se deducen del pago. En algunos casos puede requerir el flete de los productos para una segunda refinación del metal, el contrato debe reflejar los cargos asignados por cada flete.

**Limitaciones de tonelaje.** En algunas ocasiones la refinería tiene una capacidad limitada de fundición, por lo tanto se aplican limitaciones de tonelaje. Las fundiciones incluyen este elemento para garantizar que no se produzca un exceso en la fundición.

El contrato puede contener las siguientes cláusulas de comercialización:

1. Pesaje, muestreo y determinación. Se describe el procedimiento que se utilizara para resolver disputas, como será el muestreo, el pesaje y humedad del concentrado al llegar a la fundidora y si el proceso de recepción se realizara ante algún representante.
2. Método de ensaye. Se describe el procedimiento que se utilizaran para el ensaye del concentrado. Generalmente se especifica los límites y diferencias máximas permitidas entre los ensayos del comprador y vendedor antes de requerir la evaluación de un tercero. Cuando se encuentran deferencias mayores a los límites se debe establecer en acuerdo quien será el tercero y quien lo pagará.
3. Carga y descarga de concentrado. Especifica que parte paga los costos derivados del envío del concentrado. Las sanciones por envío en unidades no estándares o retrasos de envío.
4. Título y riesgo de daño o pérdida. Se especifica las responsabilidades de cada parte y procedimientos a seguir si la carga se pierde o daña durante el flete.
5. Causas de fuerza mayor. Se especifica los eventos que están fuera del control del vendedor o comprador por los cuales el incumplimiento de cualquier parte es excusable del contrato. Está cláusula permite a cualquiera de las partes el derecho de suspender el contrato si se rompe con alguna condición fuera del contrato.
6. Solución de controversias. Describe el procedimiento mediante los cuales las partes acuerdan resolver cualquier controversia o reclamo, y se especifica quien paga el arbitraje de terceros.
7. Incumplimiento y cancelación. Esta cláusula cubre el incumplimiento por parte del vendedor. La cláusula permite al comprado cancelar el contrato si el vendedor no entrega o cumple con las características pactadas en el concentrado.
8. Acuerdo y entendimiento. Esta cláusula estipula que lo escrito en todo el contrato es un acuerdo mutuo y no se puede romper.
9. Propiedad. Esta cláusula establece la responsabilidad del comprador. El vendedor es el responsable en cuanto a la propiedad y regalías. También se compromete asumir los costos de pérdida o reclamación del producto.
10. Derecho a rechazar. Esta cláusula permite que la fundición rechace el embarque, en caso de que la planta encuentre alguna problemática que no se pueda solucionar, el producto no es el que se estableció u otro motivo no estipulado.

11. Definiciones de las unidades. En esta parte del contrato se definen las unidades establecidas para evitar malos entendidos.
12. Tiempo del contrato. Esta cláusula establece el tiempo que se fija el contrato, también establece el momento en el que cualquiera de las partes puede negociar algunos elementos del contrato.
13. Pago. Se establece como se liquidará el envío y los días hábiles después de cumplir con la recepción, pesaje y ensayos en que se realizará el pago.
14. Cuestiones ambientales. En ocasiones se requiere que el vendedor asuma la responsabilidad de riesgo de costos ambientales durante el manejo del concentrado.

En el [Material Digital: Carpeta 4 Evaluación económica – Material 3](#) se muestra un ejemplo de un contrato de fundición que muestra la estructura general de un contrato de esta índole.

Aunque la eficiencia de separación en las operaciones de beneficio es útil para comparar el desempeño de las diferentes condiciones operativas de las operaciones de concentración no se consideran factores económicos. Debe optarse por utilizarse el proceso que genere un rendimiento económico alto de acuerdo a la recuperación y ley del concentrado con el objetivo de obtener el mayor rendimiento por tonelada de mineral.

El rendimiento económico de la fundición depende principalmente del precio de los metales, calidad del concentrado, costos de transporte y costos de refinación o cualquier otro tratamiento adicional. Un concentrado con una alta pureza incurre en menores costos de fundición pero significa una menor recuperación en el procesamiento por su selectividad. Por otro lado, un concentrado de baja ley otorga un mayor tonelaje pero incurre en mayores costos en la fundición y transporte debido a las impurezas presentes.

El ingreso por tonelada de concentrado está dado por el retorno neto de fundición (NSR):

$$NSR = \text{Pago por contenido del metal} - (\text{Deducciones de la fundición} + \text{Costos de transporte}) \quad (7.40)$$

Donde el pago por el contenido del metal está dado por la recuperación de la planta concentradora, leyes, co-valores y precio de los metales. Con el objetivo de obtener el mayor retorno neto de fundición se deben contemplar cuatro posibles escenarios en función del precio de los metales y la distancia a la fundición:

- Con precios de los metales altos es conveniente enviar concentrados con una mayor recuperación castigando la ley de concentrado con la expectativa que el volumen enviado sea el pagable para el NSR.
- Con precios de los metales bajos es conveniente enviar concentrados con una alta ley castigando la recuperación para que la pureza del concentrado sea el pagable para el NSR.
- Desde un punto de vista económico si la fundición se encuentra cerca de la planta de beneficio, es viable producir concentrados de menor ley con mayores recuperaciones debido a que los costos de transporte son bajos permitiendo un mayor ingreso.
- Si el concentrado será enviado a fundiciones lejanas es mejor producir concentrados de mayor ley con una menor recuperación para compensar los costos de transportes.

El retorno neto de la fundición es máximo si se garantiza una correcta concentración de la mena durante los procesos de beneficio. La eficiencia económica es la relación entre el ingreso por tonelada de la fundición en una concentración real y el rendimiento neto de la fundición suponiendo una separación perfecta. Utilizando la eficiencia económica la eficiencia de la planta se puede comparar incluso en diferentes períodos de condiciones del mercado y los resultados de diferentes procesos planteados en la etapa de diseño (Subba, 2016).

$$\text{Eficiencia económica: } \frac{\text{NSR de la operación}}{\text{NSR separación perfecta}} (100\%)$$

### Ejemplo 7.11

Una mina vende sus concentrados de cobre a la Fundidora Honorable de acuerdo a la proforma de fundición que se muestra en la siguiente Tabla Ejemplo 7.11-1.

**Tabla Ejemplo 7.11-1**

Proforma de liquidación de un concentrado de cobre.

<b>Contrato Concentrado de cobre - Fundidora Honorable</b>	
Ensayo:	El concentrado de cobre reporta el siguiente análisis en la mina:
	Cu: 26% <span style="float: right;">Ag: 2.4 oz/toneladas métricas secas</span>
	Fe: 30% <span style="float: right;">Au: 0.15 oz/toneladas métricas secas</span>
	S: 33%
Cantidad:	Aproximadamente 23,000 toneladas métricas secas por trimestre, más o menos el 10% a opción del vendedor.
Precio:	<b>Cobre:</b> Si el análisis es inferior al 26% de Cu, se deduce 1.0 unidades; si es superior al 26% Cu, deducir 1.1 unidades y pagar el 98% del resto de acuerdo a la liquidación LME durante el período de cotización a \$0.815/lb
	<b>Plata:</b> Se deduce 0.8 oz; paga el 95% del resto de acuerdo al London Spot para el período de cotización a \$10.30/onoz, menos \$0.25 por oz.
	<b>Oro:</b> Se deduce 0.03 oz y se paga el 95% del resto en las cotizaciones iniciales y finales de la LME promediadas a un valor de \$442.50/oz para el período de cotización, menos \$5.00 por oz.
Cargos por tratamiento:	\$85 por tonelada seca, sujeto a un aumento anual acumulado del 7 % por año.
Cargos por refinación:	\$0.8 por libra de cobre pagadero, sujeto a una escalada anual acumulativa del 7% anual.
Período de cotización:	30 días a partir de la llegada al puerto final.
Pago:	Pago provisional del 90 %, 20 días después de la llegada del embarque. Después del balance al recibir el peso final, ensayos y cotizaciones.
Penalizaciones:	Arsénico: Cargo de \$1.00 / tonelada métrica seca cada 0.1% para 0.5 % o más.
	Bismuto: Cargo de \$1.50 / tonelada métrica seca cada 0.1% para 0.1% o más.
	Antimonio: Cargo de \$1.00/tonelada métrica seca cada 0.1% para 0.5% o más.
	Humedad: Cargo de \$0.50/tonelada métrica seca por cada 1.0% para 8.0% o más.

a) Determine el rendimiento neto de la fundición por tonelada métrica de concentrado húmedo y seco para el cobre pagadero. Considerando que el reporte del análisis químico en la recepción del concentrado reporto 27.8 % Cu, 3.1 oz. Ag/t, 0.08 oz Au/t, 0.35 % As, 0.20 % Bi, 0.15 % Sb.

Humedad del concentrado 9.2 % en el envío y 5.0 % en la recepción.

Costos de transporte:

- Flete \$37.20/ tonelada.
- Carga y manejo: 15.10/tonelada.
- Flete marítimo: 35.10/tonelada.
- Perdidas permisibles en el manejo y transporte 1.0%.

b) Determine el valor neto de liquidación por tonelada de mineral si la relación de concentración es 25.2 para el concentrado seco.

**Solución.**

**a) Concentrado seco (Fundición).**

Considerando una humedad del 5 %:

$$2,205(0.05) = 110.25 \text{ lb agua/t}$$

$$2,205(0.95) = 2094.75 \text{ lb sólidos/t}$$

Pérdidas permisibles 1.0 %:

$$2,094.75 \text{ lb} (0.99) = 2,073.8 \text{ lb sólidos/t}$$

Pagos:

**Cobre:** Si es superior al 26 % Cu, deducir 1.1 unidades y pagar 98 % del resto a una cotización de \$0.815/lb.

$$\text{Cu: } 2,073.8 \text{ lb} \left( \frac{27.8-1.1}{100} \right) (0.98) (\$0.815/\text{lb}) = \$442.24$$

**Plata:** Se deduce 0.8 oz., se paga el 95 % del resto a una cotización de \$10.30/oz, menos 0.25 por onza.

$$\text{Ag: } (2,073.8 \text{ lb}) \left( \frac{1 \text{ t}}{2205 \text{ lb}} \right) (3.1-0.8 \text{ oz/t}) (0.95) (\$10.30/\text{oz} - 0.25/\text{oz}) = \$ 20.65$$

**Oro:** Se deduce 0.03 oz. y se paga el 95 % del resto a un precio de \$442.50/oz para el periodo de cotización, menos \$5.00 por oz.

$$\text{Au: } (2,073.8 \text{ lb}) \left( \frac{1 \text{ t}}{2205 \text{ lb}} \right) (0.08 - 0.03 \text{ oz/t}) (0.95) (\$442.50/\text{oz} - 5.00/\text{oz}) = \$19.54$$

Total de pagos: \$482.43

Deducciones y penalizaciones:

$$\text{Cargo por tratamiento: } (2,073.8 \text{ lb}) \left( \frac{1 \text{ t}}{2205 \text{ lb}} \right) (\$85) = \$79.94$$

Cargos por refinación:  $2,073.8 \text{ lb} (0.278 - 0.011) (0.98) (\$0.08) = \$43.41$

Arsénico: Cargo de \$1.00 / tonelada métrica seca cada 0.1 % para 0.5 % o más.

As = 0.35 % < 0.5% no aplica.

Bismuto: Cargo de \$1.50 / tonelada métrica seca cada 0.1 % para 0.1 % o más.

Sería igual:  $\frac{\$1.50}{(1t)(0.1)}$

Bi = 0.2 % > 0.1 % aplica

Penalización 0.2 % - 0.1 % = 0.1 %

$$\text{Bi: } (2,073.8 \text{ lb}) \left( \frac{1 \text{ t}}{2205 \text{ lb}} \right) \left( \frac{\$1.5}{\text{t}} \right) (0.1\%) = \$ 0.1410 [\%]$$

$$\$ 0.1410 [\%] \left( \frac{1}{0.1\%} \right) = \$1.41$$

Antimonio: Cargo de \$1.00/tonelada métrica seca cada 0.1 % para 0.5 % o más.

Sb = 0.15 % < 0.5 % no aplica

Humedad: Cargo de \$0.50/tonelada métrica seca por cada 1.0 % para 8.0 % o más. La humedad cuando llega a la fundidora: 5 % < 8 % no aplica.

Total deducciones de la fundidora:  $\$79.94 + \$43.41 + \$1.41 = \$130.14$

Costos por transporte:

$$\text{Costo total: } \$37.20 + 15.10 + 35.10 = \$87.4/\text{t}$$

$$\$87.4/\text{t} (1\text{t}) = \$87.4$$

Retorno neto de la fundición por peso de concentrado recibido:

$$NSR = \text{Pago por contenido del metal} - (\text{Deducciones de la fundición} + \text{Costos de transporte})$$

Pago por contenido de metal: \$482.43

Deducciones de fundición: \$130.14

Costos de transporte: \$87.4

$$NSR = \$482.43 - (\$130.14 + 87.4) = \$264.89$$

#### a) Concentrado húmedo (Mina).

Considerando una humedad del 9.2 %:

$$2,205(0.092) = 203 \text{ lb agua/t}$$

$$2,205(1 - 0.092) = 2,002.14 \text{ lb sólidos/t}$$

Pérdidas permisibles 1.0 %:

$$2,002.14 \text{ lb} (0.99) = 1,982.11 \text{ lb} \frac{\text{sólidos}}{\text{t}}$$



Pagos:

$$\text{Cu: } 1,982.11(0.278 - 0.011)(0.98)(\$0.815) = \$422.69$$

$$\text{Ag: } (1,982.11/2205)(3.1-0.8)(0.95)(\$10.30-0.25) = \$19.73$$

$$\text{Au: } (1,982.11/2205)(0.08-0.03)(0.95)(\$442.50 - 5.00) = \$18.68$$

Total de pagos: \$461.1

Deducciones:

$$\text{Cargos de tratamiento: } (1,982.11/2205)(\$85) = \$76.40$$

$$\text{Cargos por refinación: } 1,982.11(0.278 - 0.011)(0.98)(\$0.08) = \$41.49$$

$$\text{Penalizaciones Bi: } [(1,982.11/2205)\left(\frac{(\$1.50)(0.2-0.1)}{0.1}\right)] = \$1.35$$

Humedad: Cargo de \$0.50/tonelada métrica seca por cada 1.0 % para 8.0 % o más. La humedad cuando llega a la fundidora: 9.2 % > 8 % aplica.

Penalización 9.2 % - 5.0 % = 4.2 %

$$\text{Humedad: } (1,982.11 \text{ lb})\left(\frac{1 \text{ t}}{2205 \text{ lb}}\right)\left(\frac{\$0.50}{\text{t}}\right)(4.2\%) = \$ 1.8877 [\%]$$

$$\$ 1.8877 [\%] \left(\frac{1}{1.0 \%}\right) = \$1.8877$$

Total de deducciones: \$121.12

Costos de transporte:

$$\text{Costo total: } \$37.20 + 15.10 + 35.10 = \$87.4/\text{t}$$

$$\$87.4/\text{t} (1\text{t}) = \$87.4$$

$$NSR = \$461.09 - (\$121.12 + 87.4) = \$252.57$$

b) Valor neto de liquidación por tonelada de mineral.

$$NSR = \$482.43 - (\$81.35 + 87.4) = \$313.68$$

$$\$313.68/25.20 = \$12.447$$

De esta manera si se alimentan 4,000 toneladas de mineral por día a la planta de beneficio con estas condiciones se espera un ingreso de (4,000) (12.447) = \$49,788.

### Ejemplo 7.12

Una mina vende sus concentrados de plomo a una fundidora de acuerdo a la siguiente proforma de fundición:

**Pagos.**

Plomo: Deduce 1.5 unidades del ensaye de Pb por vía humedad y se paga el 90 % del resto al precio estipulado.

Plata: Se deduce 30 gramos y se paga el 95 % del resto al precio publicado.

### Deducciones.

Cargo por tratamiento: \$148 dólares por tonelada de concentrado

Flete: \$15 dólares por tonelada de concentrado.

### Penalizaciones.

Arsénico: Se tolera 1.0 unidades sin cargo, pero por el exceso se deduce \$1.00 dólares por unidad.

Bismuto: Se tolera 0.05 unidades sin cargo; por exceso se deduce \$1.00 dólares por unidad.

Considere que se produce un concentrado de plomo a partir de un mineral que ensaya 10 % de PbS. El concentrado arroja 80 % de PbS, además de presentar 2 gramos de plata por kilogramo de PbS. ¿Cuál es el rendimiento económico por tonelada de concentrado según lo establecidos por la fundidora?

Considere el precio de los metales estipulados.

Pb: \$1.8 dólares por kilogramo.

Ag: \$0.58 dólares por gramo.

Pb en PbS: 86.6 %.

### Solución.

Pagos.

$$\text{Pb: } 1,000 \left( \frac{80}{100} \left( \frac{86.6}{100} \right) - \frac{1.5}{100} \right) \left( 1.8 \left( \frac{90}{100} \right) \right) = \$ 1,102.89$$

$$\text{Ag: } (1,600 - 30) \left( 0.58 \left( \frac{95}{100} \right) \right) = \$ 865.07$$

$$NSR = 1,102.89 + 865.07 - 148 - 15 = \$1,804.96 \text{ dolares}$$

Eficiencia económica.

$$\text{Pb: } 1,000 \left( \frac{100}{100} \left( \frac{86.6}{100} \right) - \frac{1.5}{100} \right) \left( 1.8 \left( \frac{90}{100} \right) \right) = \$ 1,378.62$$

$$\text{Ag: } (2,000 - 30) \left( 0.58 \left( \frac{95}{100} \right) \right) = \$ 1,085.47$$

$$NSR = 1,378.62 + 1,085.47 - 148 - 15 = \$2,301.09 \text{ dolares}$$

$$\text{Eficencia economica} = \frac{1,804.96}{2,301.09} (100) = 78.4 \%$$

## 7.8 CRITERIOS DE EVALUACIÓN DE UN PROYECTO

En estos capítulos se abordaron conceptos y fundamentos asociados a la estimación de costos e ingresos, contratos de comercialización de concentrados para el cálculo de flujos de efectivos anuales netos. Dadas estas estimaciones de ingresos, costos y flujos de efectivo anuales para un proyecto es necesario mediar si un proyecto es atractivo.

Gentry y O'Neil (1984) destacan que la premisa básica de un proyecto minero es maximizar el valor para sus accionistas. Este valor o riqueza está representado por el precio en el mercado de las acciones de la empresa; en consecuencia el objetivo de principal es maximizar el valor de las acciones a largo plazo con un proyecto exitoso.

Una inversión empresarial representa un compromiso de recursos financieros normalmente a mediano o largo plazo. Por lo general, el análisis de una inversión se relaciona con aceptar, rechazar o comparar alternativas. La evaluación de la inversión mineral se basa en estimar el valor actual neto de un proyecto o tasa de rendimiento que el proyecto producirá sobre la inversión requerida. Ambas medidas requieren de los flujos de efectivos netos o desembolsos de capital para aceptar o rechazar una oportunidad de inversión.

El valor de un proyecto requiere el cálculo de una medida cuantitativa del valor económico del proyecto. Las medidas deterministas utilizadas se clasifican en dos categorías: descontadas donde se reconoce el valor temporal de la inversión en un proyecto y las medidas no descontadas que no consideran el valor del dinero en el tiempo. La decisión de llevar a cabo un proyecto en particular se definirá sobre las siguientes dos bases: (1) el proyecto debe generar una alta rentabilidad ante las demás alternativas y (2) cumple con algunos criterios de rentabilidad mínima. La primera consideración requiere la clasificación de los proyectos de inversión respecto a lo más rentables, el segundo criterio considera que se mejore la rentabilidad neta de la empresa. El rendimiento mínimo se mide por el costo para obtener nuevos fondos de capital. Las medidas deterministas para reconocer la rentabilidad de un proyecto se muestran en la Tabla 7.8-1

**Tabla 7. 8-1**

Criterios de evaluación de un proyecto de inversión.

Criterios de evaluación	Regla para aceptar el proyecto
Medidas descontadas	
Valor presente neto (NPV /VAN)	Un valor de NPV positivo
Tasa interna de retorno (IRR /ROR/ DCFROI)	IRR mayor que la tasa de descuentos elegida para el NPV
Relación del valor presente (PVR)	Mayor relación entre ingresos y gastos que 1
Medidas no descontadas	
Periodo de recuperación (PbP)	PbP no mayor que la vida del proyecto
Retorno de la inversión (ROI/CR)	Un ROI mínimo

Adaptado de Emerson y Tinsley (1985).

La aceptación de un proyecto para cada criterio se basa en la conclusión de que la empresa estará mejor financieramente aceptando dicho proyecto de lo que estaría si el proyecto fuera rechazado. Debido a que el propósito de cada criterio de evaluación es medir la rentabilidad del proyecto, se deben de comparar cada alternativa con estas medidas para obtener una decisión. Cada medida otorga una propia conclusión y permite ordenar cada proyecto de acuerdo con sus resultados, generalmente los criterios descontados son los más utilizados para evaluar diferentes proyectos (Schenck, 1985).

Es importante que cualquier criterio se utilice de manera coherente. Por ejemplo, cuando una empresa utiliza el método de NPV debe ser coherente con la tasa de descuento que se utiliza en la evaluación. Para otra empresa que utiliza el período de recuperación es importante que sea coherente en su definición de los costos que se deducen de los ingresos.

Ninguna empresa minera se compromete a realizar una inversión sin un análisis exhaustivo que respalde la decisión. Además, las empresas no se basan en una sola medida del valor del proyecto para tomar una decisión final. La primera herramienta para tomar una decisión son los criterios de evaluación y la segunda herramienta son los análisis de riesgos que evalúan la sensibilidad del proyecto ante diferentes escenarios.

Existen tres métodos para utilizar una tasa de descuento para la toma de decisiones en el análisis de inversión; pero el valor presente neto (NPV) se utiliza para calcular el valor de una inversión por el método de ingresos. Los otros dos métodos utilizados son la tasa interna de retorno (IRR) y la relación del valor presente (PVR) cada uno de estos utiliza el flujo de efectivo neto como medida del rendimiento a evaluar.

**Valor presente neto.** En esta técnica de comparación los flujos de efectivo de cada alternativa se llevan al tiempo cero con una tasa de interés. Dependiendo del tipo de proyecto, se seleccionará la mejor alternativa comparando los valores del valor presente de las alternativas. Bajo este punto de vista la mejor alternativa es aquella con el máximo valor presente.

El análisis del valor presente neto requiere que el valor de un proyecto se calcule utilizando el método de ingresos. Los flujos de efectivo se descuentan durante el ciclo de vida a una tasa de rendimiento mínima atractiva o aceptable (TREMA) o alguna otra tasa de interés que refleje el costo de capital. Si existe una gran disparidad entre la tasa de descuento normal (el valor actual del dinero) y la TREMA entonces se debe establecer una tasa de interés de compromiso. Todos los flujos de efectivo se llevan a un período en común en base a los datos descontados utilizando el flujo de efectivo apropiado para cada flujo de caja es:

$$P = CF(1 + R)^{-n} \quad (7.41)$$

El NPV del proyecto es la suma descontada del flujo de efectivo del proyecto:

$$PW_{(i)} = -P + R_1 \left[ \frac{1}{(1+i)^1} \right] + R_2 \left[ \frac{1}{(1+i)^2} \right] + \dots + R_j \left[ \frac{1}{(1+i)^j} \right] + R_n \left[ \frac{1}{(1+i)^n} \right] \quad (7.42)$$

Después de calcular el NPV se aplican las siguientes reglas de decisión:

$$NPV > 0 \text{ Acepta el proyecto}$$

$$NPV = 0 \text{ Indiferente}$$

$$NPV < 0 \text{ Rechaza el proyecto}$$

El NPV no es útil para ordenar por conveniencia relativa los proyectos. Puede dar una clasificación aproximada si los proyectos requieren aproximadamente la misma inversión.

### Ejemplo 7.13.

Encuentre el NPV de una inversión propuesta para una mina a cielo abierto, la tasa de descuento es de 15 % y el flujo de efectivo se muestra en la siguiente Tabla Ejemplo 7.13-1:

**Tabla Ejemplo 7. 13-1**  
Flujo de efectivo de la inversión.

Año	Descripción	CF (USD)	Factor de descuento	Flujo de efectivo descontado
0	Inversión	200,000	1.00	200,000.00
1	Flujo de efectivo neto	100,000	0.8696	86,960.00
2	Flujo de efectivo neto	100,000	0.7561	75,610.00
3	Flujo de efectivo neto	100,000	0.6575	65,750.00
4	Flujo de efectivo neto	100,000	0.5718	57,180.00
4	Flujo de efectivo neto	50,000	0.5718	28,590.00

El NPV sería:

$$PW_{(15\%)} = -200,000 + 86,960 + 75,610 + 65,750 + 57,180 - 28,590 = \$56,910.00$$

Asociado al valor presente neto encontramos el índice de eficiencia del capital "KE" que mide el valor agregado por cada unidad invertida:

$$KE = \frac{NPV}{CAPEX} \quad (7.43)$$

Donde CAPEX son los costos de capital en valor presente para la TREMA seleccionada. Para el Ejemplo 7.14 tendríamos:

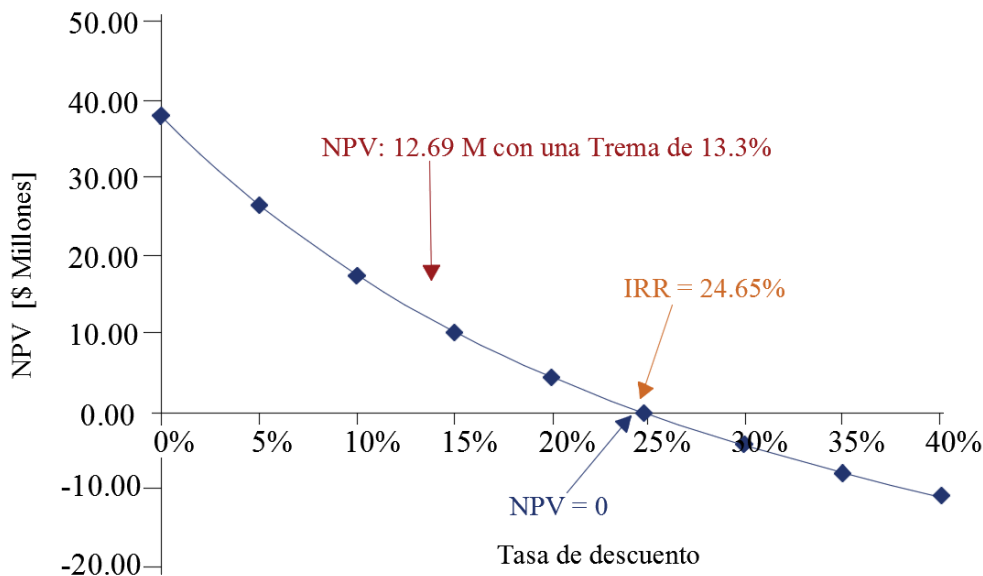
$$KE = \frac{56,910}{200,000 + 28,590} = \$0.24$$

Entonces por cada dólar invertido en la mina cielo abierto se obtendrá \$0.24 USD esta es una manera de medir el rendimiento o valor de un proyecto para su comparación. El proyecto que tenga un mayor valor agregado sería el aceptado.

**Tasa interna de retorno.** El objetivo del IRR es encontrar el rendimiento de una inversión en particular. Conociendo el rendimiento el inversor puede utilizarlo para medir una oportunidad de inversión en particular frente al rendimiento de otras alternativas. La tasa interna de retorno es la tasa de interés a la que el valor presente del flujo de efectivo se reduce a cero.

Este método de comparación calcula la tasa de rendimiento de cada alternativa. Se selecciona la alternativa que tiene la tasa de retorno más alta que es considerada como la mejor alternativa, esta tasa de descuento es una medida del rendimiento del proyecto sobre el capital.

Para su cálculo primero se encuentra el valor presente neto del flujo de efectivo a una tasa de interés. Posteriormente se obtiene el flujo de efectivo para diferentes valores de "i" hasta que la función de valor presente es igual a cero, como se muestra en la Figura 7.8-1. El valor de "i" en el que la curva de valor presente corta el eje de las abscisas es la tasa de rendimiento del proyecto.



**Figura 7. 8-1** Interpretación gráfica de la tasa interna de retorno.

La tasa de rendimiento se determina eficazmente interpolando en el rango de valor de "i" cuando se tiene un cambio de signo. Después de obtener la IRR para un proyecto se aplica la siguiente regla:

$IRR > i$  Proyecto de inversión sera aceptado.

$IRR = i$  Indiferente

$IRR < i$  Proyecto se rechaza

En el último de los casos el proyecto se rechaza porque no alcanza la rentabilidad mínima que pide la inversión. Para que el proyecto se acepte IRR debe superar la TREMA porque estamos seguros de que el proyecto será más que rentable.

Los proyectos de inversión pueden considerarse análogos a los préstamos bancarios. De esta forma el concepto de tasa interna de retorno es un sinónimo del rendimiento del capital invertido. El rendimiento de un proyecto se refiere a la tasa interna de rendimiento (IRR) o el rendimiento prometido por el proyecto de inversión durante su vida. La tasa interna de retorno es la tasa de interés que se cobra sobre el saldo del proyecto recuperado de la inversión de modo que al finalizar el proyecto el saldo no recuperado es cero.

### Ejemplo 7.14

Suponga que una empresa invierte \$10,000 en un equipo con una vida útil de tres años que genera un ingreso anual de \$4,021. En este caso la empresa inversora es el prestamista y el proyecto el prestatario. La transacción de flujo de efectivo entre ellos se describe a continuación. Por lo tanto, la tasa interna de retorno se define como la tasa de interés que iguala el valor presente, valor futuro y el valor equivalente anual de toda la serie de flujos de efectivo a cero ver Tabla Ejemplo 7.14-1.

**Tabla Ejemplo 7. 14-1**

Interpretación gráfica de la tasa interna de retorno.

Año	Balance inicial	Retorno del capital invertido (10%)	Efectivo generado por año	Balance al final del año
0	-10,000.00	0.00	0.00	-10,000.00
1	-10,000.00	-1,000.00	4,021.00	-6,979.00
2	-6,979.00	-698.00	4,021.00	-3,656.00
3	-3,656.00	-365.00	4,021.00	0.00

En el cálculo del balance del proyecto se observa que el 10 % se gana (o se cobra) sobre \$10,000 durante el primer año, el 10 % se gana sobre \$6,979 durante el segundo año y el 10 % se gana sobre \$3,656 durante el tercer año. Esta información indica que la empresa obtiene una tasa de rendimiento del 10 % sobre los fondos que permanecen invertidos internamente en el proyecto. Esto significa que el proyecto en consideración genera una paga en efectivo por sí mismo en tres años y proporciona a la empresa un rendimiento del 10 % sobre el capital invertido. Otra manera de indicarlo es que el equipo se financiara con fondos que cuestan 10 %, el efectivo generado por la inversión será exactamente suficiente para reembolsar la inversión principal y el cargo de interés anual del fondo al término de los tres años.

**Relación del valor presente.** El PVR se denomina índice de rentabilidad (PI). Es un número adimensional que se calcula tomando los ingresos del flujo de efectivo neto descontados para un proyecto dividiéndolos por los costos de flujo de efectivo neto descontados. Para el Ejemplo 7.14 con una tasa de interés del 15 %:

$$PVR = \frac{285,500}{228,590} = 1.25$$

Esto indica que por cada dólar invertido se tendrá un valor agregado del 25 %. Como regla general el proyecto se acepta cuando el PVR para la terna es al mayor a 1 para obtener un rendimiento económico y se rechaza cuando PVR es inferior a 1.

Cuando se trata de medidas sin descuentos dos son aceptadas para el análisis de inversiones y la toma de decisiones: (1) el período de recuperación y (2) retorno de la inversión. Cuando las inversiones son de corta duración o los rendimientos son uniformes estas medidas pueden ser adecuadas para elegir entre las diferentes alternativas.

El mérito de las medidas no descontadas es que son simples de aplicar y de explicar. Sin embargo el analista debe tener cuidado con las variables utilizadas para calcular estas medidas. El PBP y ROI se utilizan ampliamente y el PBP forma parte de los informes de análisis de inversión aunque solo sea un indicador secundario.

**Periodo de recuperación.** El período de recuperación se define como el número de años que tarda el flujo de efectivo neto en devolver la inversión original. Al conocer la inversión, el analista simplemente obtiene el acumulado del flujo de efectivo neto para observar en qué punto el total acumulado es igual a la inversión. Si los flujos de efectivo son uniformes, entonces solo es necesario dividir la inversión por el flujo de efectivo promedio. El período antes del cual comienza los ingresos generalmente se ignora. Por lo general, la depreciación y agotamiento también se ignoran porque el flujo de efectivo neto se considera más apropiado que el ingreso neto.

El proyecto se acepta cuando el PbP es bajo para recuperar la inversión y los proyectos cuando el PbP es alto se rechazan debido a la incertidumbre que existe en recuperar la inversión. Generalmente para la toma de decisiones se clasifican los proyectos con el periodo de recuperación más corto hasta el más alto.

**Retorno de inversión.** Esta medida de inversión es una relación aritmética que se calcula dividiendo el ingreso neto anual después de impuesto por el costo de la inversión original para lograr este ingreso. Esta medida se denomina como tasa de distribución o rendimiento promedio. Para el cálculo del retorno de la tasa de distribución el tiempo se ignora al calcular el ROI.

$$ROI = \frac{\text{ingresos neto anual}}{\text{costos de inversión}} \times 100 \quad (7.44)$$

### Ejemplo 7.15

Considerando una inversión de \$200,000 en un proyecto minero que otorga un ingreso neto anual de \$50,000 anuales durante 4 años:

$$ROI = \frac{\$50,000}{\$200,000} (100) = 25 \%$$

Esta situación se indica que cada año se tiene un rendimiento de la inversión 25 % por lo tanto para recuperar la inversión se lograría en 4 años.

El proyecto se acepta cuando presenta una tasa de rendimiento alta y un proyecto se rechaza cuando tiene una tasa de rendimiento baja en comparación con otras alternativas. Generalmente en la valoración de proyectos el ROI no es una valoración directa del proyecto porque la tasa de rendimiento se encuentra implícita en el período de recuperación y solo es válida en inversiones simples, en su lugar se reporta el índice de eficiencia del capital "KE" (Maxwell y Guj, 2006).

Cuando se analizan varias alternativas de inversión, es necesario evaluar cada propuesta con las medidas para el análisis de inversiones. Cada medida utilizada proporciona un panorama para distinguir entre un proyecto aceptable de manera coherente para justificar la inversión. Para tomar una decisión de inversión correcta, cualquier criterio de evaluación debe respetar dos principios básicos:

1. Los beneficios más grandes son preferibles a los beneficios pequeños.
2. Los beneficios tempranos son preferibles a los beneficios a largo plazo.

Un punto importante es que los criterios de evaluación de proyectos, por sí mismo, no brindan una decisión de inversión; solo brindan una pauta para tomar decisiones. Los gerentes toman la última decisión considerando todos los análisis económicos, la información cualitativa que impacta cualquier decisión, el riesgo e incertidumbre que posee cada alternativa.

Las medidas de evaluación discutidos son métodos para ayudar a la empresa a tomar la decisión de rechazar o aceptar una propuesta de inversión, pero la decisión final de inversión no se basa únicamente en el resultado de la aceptación de la propuesta. La decisión de inversión también se basa en la determinación de cuál de las propuestas de inversión es la mejor en términos de cumplimiento de los objetivos de la empresa.



## 7.9 IDENTIFICACIÓN Y CUANTIFICACIÓN DEL RIESGO FINANCIERO

Un modelo financiero construido bajo un supuesto de certeza y basado en mediciones de un solo punto de vista y estimaciones medias de las variables de entrada genera resultados desde un solo enfoque llamado caso base. Pero la mayoría de las entradas de un modelo financiero son inciertas y el valor real que se producirá tiene una probabilidad de ocurrencia que puede ser diferente al caso base. Antes de comprometer la inversión se deben de abordar preguntas como ¿Qué pasaría si cambian las variables de entrada?, es importante medir como afectara al rendimiento de la inversión. La toma de decisiones de inversión implica más que un análisis determinista utilizando “las mejores estimaciones”. A partir del caso base, se puede determinar la sensibilidad del proyecto en función de:

- Cambios en el valor de las entradas individuales (análisis de sensibilidad).
- Combinaciones probables o extremas de los valores de entrada (análisis probabilístico de sensibilidad o análisis de escenarios).

El riesgo es la desviación de los flujos de efectivo de los valores esperados para un proyecto de inversión. Para la industria minera, la fuente de incertidumbre son un infinito número de factores como: la ley del mineral, tonelaje de las reservas, costos operativos, precios de los metales, nivel de producción, disponibilidad de suministros, nivel de impuestos, cambios en la tasa de interés, riesgos políticos, riesgos tecnológicos, permisos y riesgos ambientales, cobertura de seguros, riesgos geológicos etc.

Para analizar el efecto sobre las proyecciones de flujo de efectivo, se debe analizar cada factor de riesgo para determinar su impacto en la capacidad del proyecto para generar un flujo de efectivo positivo. Un análisis de sensibilidad evalúa si se cumplirán con los estándares que los inversionistas esperan.

Demostrar el riesgo de una variable es diferente a medirlo; para evaluar un proyecto se requiere de estimaciones puntuales de todos los parámetros, pero en pocas ocasiones se tiene una alta certeza. Al analizar la incertidumbre que enfrenta el proyecto, se tiene una tarea desconcertante de evaluar un número infinito de resultados. La incertidumbre en la decisión de una inversión debe manejarse explícitamente, se debe simplificar los supuestos a las variables más relevantes por las cuales han fracasado otros proyectos. De esta forma es posible cuantificar la distribución de posibles resultados con la mejor información, obteniendo una imagen clara de la incertidumbre que enfrenta el proyecto. El riesgo aún existe, pero se identifican sus fuentes y se dimensiona su impacto en el rendimiento esperado.

Es importante considerar que muchos de los resultados del proyecto no son una función continua de los valores de entrada, sino funciones escalonas, por ejemplo, no se puede medir la sensibilidad de un proyecto con diferentes niveles de producción sin cambiar eventualmente los costos de capital y los costos operativos asociados. Para incorporar cuantitativamente el riesgo y la incertidumbre los análisis de sensibilidad o análisis de sensibilidad probabilístico son una herramienta para conocer la incertidumbre asociada con cada variable de entrada.

### 7.9.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Un análisis de sensibilidad permite identificar aquellas variables críticas que al cambiar su valor podrían afectar considerablemente la rentabilidad del proyecto. Una vez que se han identificado las variables críticas, el analista puede prestarles especial atención a estas variables. Las variables de entrada más sensibles en un proyecto minero son: la inversión inicial, costos operativos, costos de capital, dilución de las reservas, leyes, recuperaciones, precio de los metales y nivel de producción. Si las probabilidades de ocurrencia están asociadas cada variable, el análisis de sensibilidad se convierte en un análisis de sensibilidad probabilístico (Robison, 1985).

El análisis de sensibilidad en ocasiones se denomina como “análisis hipotético” porque responde a preguntas como ¿Qué pasara si las leyes del mineral disminuyen? o ¿Qué pasaría si los costos de beneficio aumentaran? Un análisis de sensibilidad comienza con una situación base que se desarrolla utilizando el valor estimado o medido para cada variable de entrada. Luego se hacen cambios a una variable específica de interés a diferentes rangos de porcentajes por encima y por debajo del valor probable, mientras se mantienen las demás variables constantes. El siguiente paso es el cálculo del NPV o algún otro criterio de evaluación para cada uno de los cambios realizados. Una forma conveniente y útil de presentar los resultados de un análisis de sensibilidad es trazando gráficos de sensibilidad que representan el porcentaje de cambio contra el NPV comúnmente denominados “gráficos telaraña”, ver Figura 7.9-1.

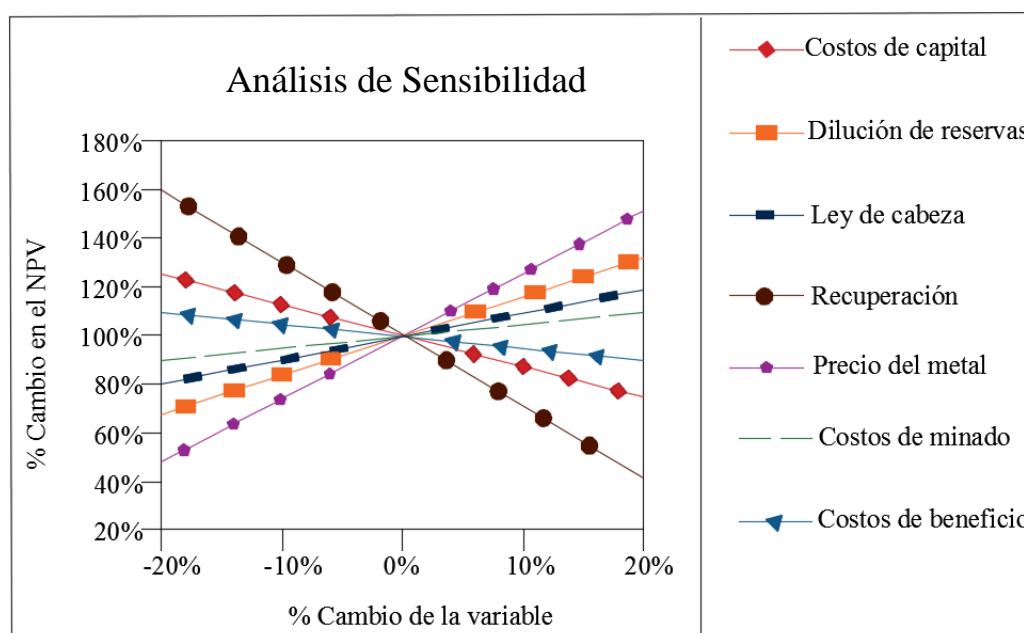
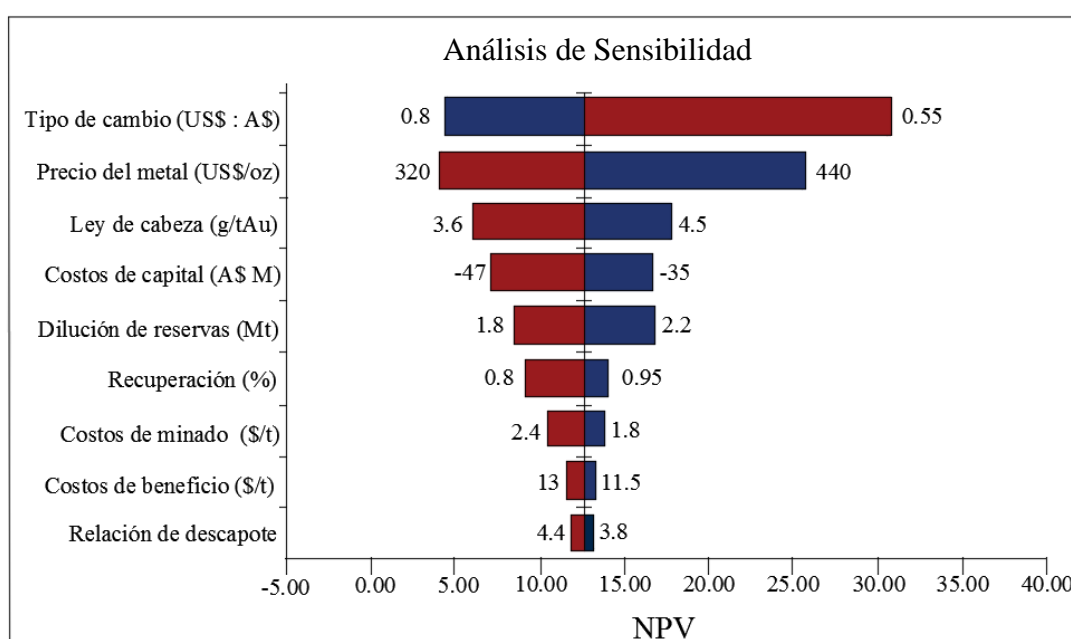


Figura 7.9-1 Gráfico de análisis de sensibilidad - gráfico de telaraña.

Las pendientes de las líneas muestran que tan sensible es el NPV a los cambios de cada variable de entrada; cuanto más pronunciada es la pendiente más sensible es el valor presente neto al cambio de una variable en particular. De esta forma los gráficos de sensibilidad identifican las variables claves que afectan la rentabilidad del proyecto.

Otro gráfico utilizado para los análisis de sensibilidad son los gráficos tornado, este gráfico evaluar cada variable de entrada y se calcula el NPV. De esta forma se muestra la oscilación entre valores máximo y mínimos de cada variable. Como regla general las variables que tienen un mayor efecto sobre el NPV se ubican en la parte superior y de manera descendente se colocan las demás variables.

Las barras situadas junto a cada variable representan el rango de valores del NPV en la variable probada, junto a las barras aparecen los valores de las variables que han producido el mayor cambio en el NPV. Los colores de la barra indica la dirección de la relación entre la variable y el NPV. Por ejemplo si tienen un efecto positivo en el NPV la barra se muestra en azul o negro hacia la derecha y en caso inverso que disminuya el NPV se muestra en rojo y se dirigen hacia la izquierda. En el caso que las variables tengan una relación inversa con el NPV las barras aparecen invertidas, ver Figura 7.9-2.



**Figura 7. 9-2** Gráfico de análisis de sensibilidad - gráfico de tornado.

El gráfico de tornado se utiliza cuando se estiman valores mínimos y máximos realistas para cada variable, en general es útil para evaluar y clasificar el impacto y enfocarse en las variables que tiene un cambio crítico con un valor máximo y mínimo. Por ejemplo, si se determina que un cambio en las leyes genera un cambio importante en la rentabilidad del proyecto se pone un mayor énfasis en la certeza geológica para reafirmar las leyes estimadas y más si el proyecto depende solo de un producto. Si se identifica que la recuperación del mineral por arriba del 80 % es crucial para el proyecto es necesario implementar reactivos más selectivos, nuevas tecnologías, etapas de pre-concentración o mayores etapas de limpia para evitar una disminución en la recuperación.

### Ejemplo 7.16

Las ganancias anuales de un proyecto minero son de \$6,700 con una inversión de \$240,000 durante cinco años. Evaluar la sensibilidad del proyecto con un NPV entre un 20% y 40% de variación de la inversión inicial considerando una TREMA del 15%.

Solución.

**Tabla Ejemplo 7. 16-1**

Flujo de efectivo de la inversión de un proyecto minero.

Año	Descripción	CF (USD)	Factor de descuento	Flujo de efectivo descontado
0	Inversión	240,000	1.00	240,000.00
1	Flujo de efectivo neto	80,000	0.8696	69,568.00
2	Flujo de efectivo neto	80,000	0.7561	60,488.00
3	Flujo de efectivo neto	80,000	0.6575	52,600.00
4	Flujo de efectivo neto	80,000	0.5718	45,744.00
5	Flujo de efectivo neto	80,000	0.4972	39,776.00

Para que el proyecto se tiene un NPV \$28,176.00 ¿Cómo varia el NPV a medida que se cambian los parámetros?

A) Análisis de sensibilidad de la inversión inicial.

**Tabla Ejemplo 7. 16-2**

Análisis de sensibilidad de la inversión inicial.

Inversión	Cambio %	NPV	Cambio porcentual
144,000	-40	124,176	340.71
192,000	-20	76,176	170.35
240,000	0	28,176	0
288,000	+20	-19,824	-170.35
336,000	+40	-67,824	-340.71

Las variaciones porcentuales del NPV por cambios en la inversión inicial son significantes.

B) Análisis de sensibilidad los ingresos anuales.

**Tabla Ejemplo 7. 16-3**

Análisis de sensibilidad de las ganancias anuales.

Ingreso Anual	Cambio %	NPV	Cambio porcentual
48,000	-40	-79,094	-380.71
64,000	-20	-25,459	-190.35
80,000	0	28,176	0
96,000	+20	81,811	190.35
112,000	+40	135,446	380.71

Las variaciones porcentuales en el NPV por cambios en los ingresos son significativas como se muestra en la siguiente figura las pendientes de estas rectas son muy pronunciadas. Si el cambio porcentual fuera del 5 % al 10 % los cambios serian insignificantes generando una pendiente que tiende a la horizontal. En la Figura Ejemplo 7.16 -1 se muestra el gráfico de araña para estas variables.

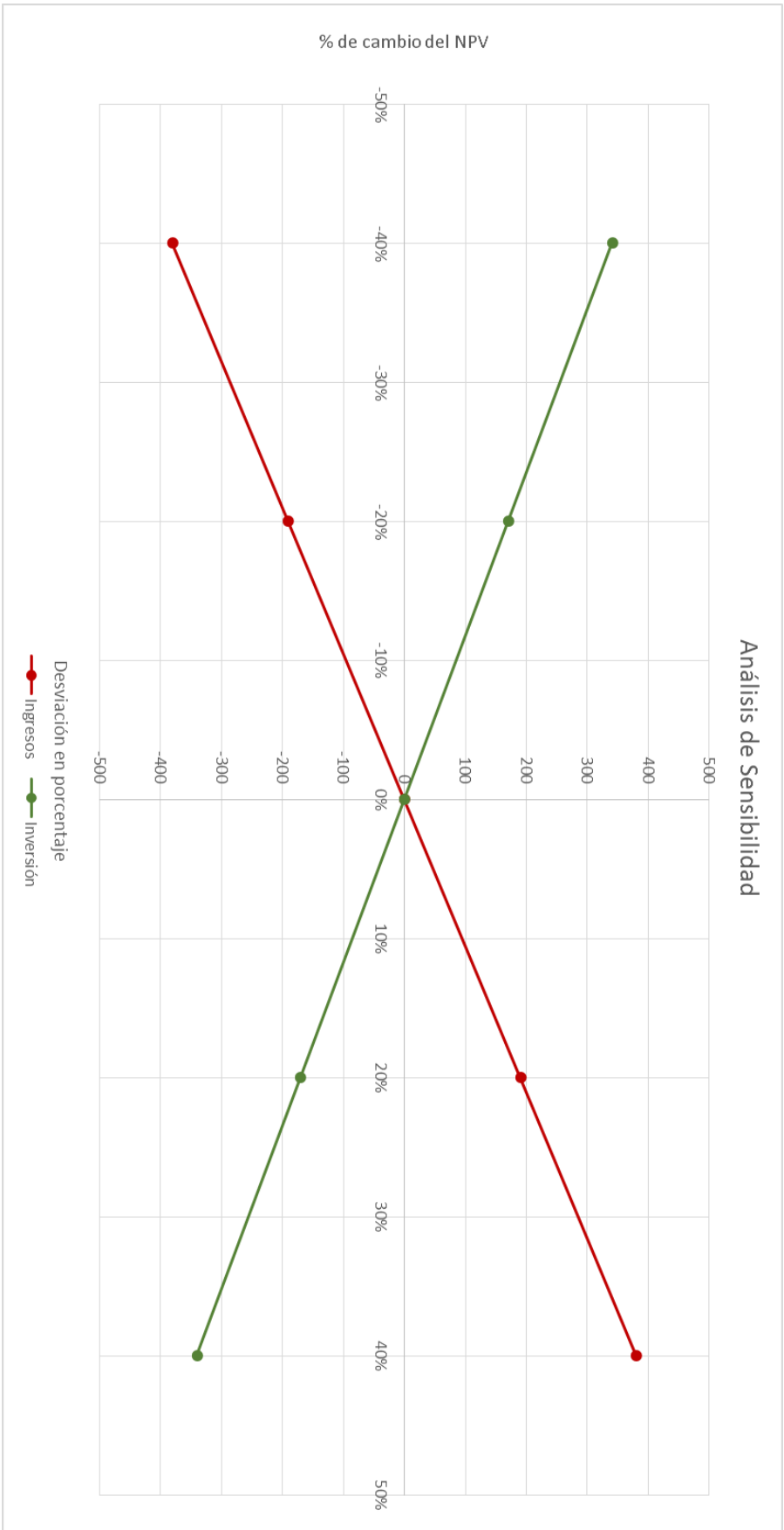


Figura Ejemplo 7. 16-1 Análisis de sensibilidad – gráfico de telaraña

## 7.9.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PROBABILÍSTICO

Los diagramas de telaraña y tornado emplean diferentes rangos de los valores de entrada sin ninguna referencia de su probabilidad de ocurrencia. Un analista atribuye a cada variable de entrada su probabilidad de ocurrencia empleando el criterio de Laplace. Por ejemplo, aunque la mejor estimación de la recuperación podría de ser del 90 % podría caer hasta un 85 % con una probabilidad de 0.4 por lo tanto se tiene:

*Recuperación: 90 % ( $p = 0.6$ )*

*Recuperación: 85 % ( $p = 0.4$ )*

Dependiendo de la naturaleza de la variable de entrada tiene una distribución de probabilidad característica. Las distribuciones de probabilidad estudiadas para cada variable son:

- Precio de los metales (Distribución log normal).
- Cambios de ley (Distribución normal).
- Recuperaciones (Distribución simétrica).
- Capital de inversión (Distribución uniforme).
- Costos de minado y beneficios (Distribución asimétrica).

La distribución para relacionar cada variable con su probabilidad de ocurrencia permite el análisis probabilístico mediante la técnica de simulación de Monte Carlo. A continuación, se muestra una breve descripción del método y luego se ilustra con un ejemplo.

La teoría de la probabilidad es el estudio de la incertidumbre de diferentes eventos. Una herramienta básica de la teoría de la probabilidad es el uso de un rango de valores para describir las variables que no puede cuantificarse adecuadamente mediante estimaciones. Por ejemplo, la determinación de valores mínimos, mayores y promedios de una variable se cuantifican con mayor precisión que solo el valor promedio.

Las distribuciones de las variables tienen sus valores distribuidos simétricamente alrededor del valor más probable. Una distribución de este tipo se denomina distribución normal. Si el valor más probable se desplaza a un lado del centro de distribución, se denomina distribución sesgada. La distribución normal y distribución sesgada son una clase general de curvas conocidas como funciones de densidad. La forma de las distribuciones estará determinada por la naturaleza de las variables que la describen. Un gráfico de distribución de frecuencia relativa se convierte en un gráfico de frecuencia acumulada equivalente moviendo desde el extremo izquierdo la distribución al extremo derecho acumulado.

Consideremos que estamos a punto de evaluar un nuevo proyecto. El objetivo sería establecer los cambios de las variables de entrada del proyecto para cada una de las variables se debe proyectar sus valores a futuro con una probabilidad de ocurrencia, mediante su experiencia algunos analistas preparan un gráfico de distribución de frecuencias de probabilidad para cada variable involucrada. Estos datos de distribución se convierten en gráficos de probabilidad de ocurrencia de cada variable.

El modelo de simulación de Monte Carlo permite obtener la probabilidad de ocurrencia de cada variable que implica el ajuste de la curva de la probabilidad acumulada al elegir un número aleatorio entre 0.0 y 1.0 análogos a la probabilidad acumulada de una distribución normal. El procedimiento consta de la selección de diferentes números aleatorios para formar una población de ocurrencia del fenómeno, luego con los valores seleccionados se calcula el

valor de la variable con relación al área bajo la curva utilizando las tablas de distribución normal estándar adecuada para el problema. Este proceso se hace una y otra vez para cada número aleatorio, cuantos mayores números aleatorios se tenga mejor es la simulación, la recomendación es de 100 y 1,000 números aleatorios para generar una población de ocurrencia representativa con los resultados se realiza un histograma de los resultados y se determina la probabilidad de ocurrencia (Stermole y Stermole, 2000).

Es importante tener en cuenta que los resultados del análisis de sensibilidad probabilístico no se obtiene un solo resultado, sino un rango de resultados sobre una variable de entrada en función de la probabilidad de ocurrencia. El punto débil del método de análisis probabilístico radica en la asignación subjetiva de probabilidades. Se considera que es mejor establecer específicamente la probabilidad de ocurrencia basándose en el mejor juicio de las personas involucradas en el proyecto y luego basar el análisis en estas estimaciones, aunque sean subjetivas.

En el análisis final cualquier técnica de evaluación es tan buena como la estimación de las variables de entrada y debe usarse con una buena lógica de ingeniería y un buen juicio administrativo. La asignación de probabilidades a las estimaciones de las variables solo es un paso en la cuantificación de las suposiciones. Esta técnica brinda a la gerencia una herramienta adicional para ayudar en el proceso de toma de decisiones.

### **Ejemplo 7.17**

Estime la probabilidad de que cambie la ley de cobre que se extrae de mina utilizando el método de Montecarlo. Si la ley esperada es de 0.82 % Cu con un 90 % de probabilidad de que resulte entre 0.75 % Cu y 0.88 % Cu.

#### **Solución.**

Para este ejemplo consideramos una generación de 20 número aleatorios con fines prácticos. Lo establecido por el enunciado tenemos dos puntos totalmente claros:

- Utilizaremos la tabla de distribución normal estándar para un 90 %.
- Tenemos una media de la ley de cobre de 0.82, un mínimo de 0.75 y un máximo de 0.88 que nos da una desviación de 0.043.

De esta manera:

$$P(0.75\% \text{ Cu} < z < 0.88\% \text{ Cu}) \text{ es igual al } 0.45$$

Los números aleatorios 0.2, -0.8, 0.17, 0.49, 0.46, 0.22, 0.26, 0.31, 0.23, 0.42, -0.49, -0.15, 0.39, -0.33, 0.3, 0.46, 0.44, 0.41, -0.49, -0.023. Con la expresión:

$$z = \frac{x - \mu}{\sigma}$$

Determinaremos las variaciones en la ley de cobre.

Para el primer número aleatorio 0.2 tenemos que en la tabla estándar de la distribución normal no encontramos un valor de z para  $P = 0.2$ , por lo tanto, se tiene que interpolar entre los valores de la tabla para este caso tenemos:

$$P = 0.1985 ; z = 0.52$$

$$P = 0.2019; z = 0.6$$

Al interpolar tenemos:

$$P = 0.2 ; z = 0.524$$

Con este valor  $z = 0.524$  calculamos la ley esperada:

$$x = \mu + (z * \sigma)$$

$$x = 0.820 + (0.524 * 0.043) = 0.843$$

Con el mismo procedimiento para los valores aleatorios y obtenemos la siguiente tabla.

**Tabla Ejemplo 7. 17-1**

Ley de cobre calculada con el Método de Montecarlo.

Pruebas	No. Aleatorios	z	Media	Desviación	Ley de Cu
1	0.2	0.524	0.820	0.043	0.84
2	-0.08	-0.2018	0.820	0.043	0.81
3	0.17	0.44	0.820	0.043	0.84
4	0.49	2.326	0.820	0.043	0.92
5	0.46	1.75	0.820	0.043	0.90
6	0.22	0.582	0.820	0.043	0.85
7	0.26	0.706	0.820	0.043	0.85
8	0.31	0.88	0.820	0.043	0.86
9	0.23	0.613	0.820	0.043	0.85
10	0.42	1.41	0.820	0.043	0.88
11	-0.49	-2.327	0.820	0.043	0.72
12	-0.15	-0.385	0.820	0.043	0.80
13	0.39	1.226	0.820	0.043	0.87
14	-0.33	-0.951	0.820	0.043	0.78
15	0.3	0.841	0.820	0.043	0.86
16	0.46	1.751	0.820	0.043	0.90
17	0.44	1.555	0.820	0.043	0.89
18	0.41	1.34	0.820	0.043	0.88
19	-0.49	-2.63	0.820	0.043	0.71
20	-0.023	-0.677	0.820	0.043	0.79

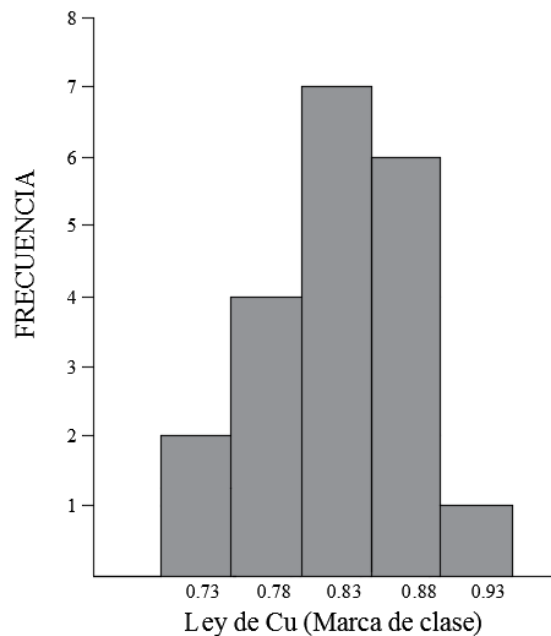
Con estos datos formamos un histograma (Figura Ejemplo 7.17-1) y determinamos su probabilidad:

**Tabla Ejemplo 7. 17-2**

Frecuencia relativa y acumulada de la población analizada.

Clase	Intervalo	Marca de clase	Frecuencia	Frec. Relativa	Frecuencia acumulada
1	0.71 - 0.76	0.73	2	10	2
2	0.76 - 0.81	0.78	4	20	22
3	0.81 - 0.86	0.83	7	35	57
4	0.86 - 0.91	0.88	6	30	87
5	0.91 - 0.96	0.93	1	5	92





**Figura Ejemplo 7. 17-1** Histograma de frecuencia para la ley de cobre esperada.

Considerando la probabilidad como un evento simple las probabilidades son:

**Tabla Ejemplo 7. 17-3**

Probabilidad simple de la ley de cobre esperada.

Marca de clase	Probabilidad
0.73	0.1
0.78	0.2
0.83	0.35
0.88	0.3
0.93	0.05

De acuerdo con esta simulación se concluye que la variación de la ley de cobre 0.78 % tiene una probabilidad de ocurrencia de 0.2 y que la ley este por encima de 0.83 % tiene una probabilidad de 0.7 durante la vida del proyecto. Con estas probabilidades se puede comparar el riesgo del proyecto.

Finalmente con los valores probables se realiza una simulación del flujo de efectivo del proyecto con estos valores y se obtiene el NPV o cualquier otro criterio de evaluación para conocer si ante estos escenarios el proyecto perdería su rentabilidad o no.

Suponiendo que para el Ejemplo 7.18 con los valores arrojados con la ley esperada de 0.83 % Cu el análisis económico reporta un NPV \$1,289 millones, pero con las leyes de 0.78 % Cu el valor del NPV cae -\$1,750 millones y con leyes de 0.86 % Cu el NPV \$3,443 millones. De acuerdo con la distribución de ocurrencia obtenida de la simulación la ley muestra que hay una probabilidad de 0.7 de que el NPV supere los \$1,289 millones. Se puede concluir que la variable ley de cobre no significa un riesgo para el proyecto si se mantiene igual o mayor al 0.83 %.

Para garantizar resultados precisos es importante identificar los datos del modelo económico que estén altamente correlacionados, por ejemplo existe una correlación alta entre las leyes y recuperaciones con el contenido metálico de los concentrados y el rendimiento neto de la fundición.

Los analistas utilizan el modelo financiero de la mina, basados en los planes de explotación y beneficio para calcular cambios en las leyes, tasas de producción con los cambios resultantes en la vida de la mina, precio de los metales, recuperaciones y otras variables importantes que afectan la rentabilidad del proyecto. Al utilizar el modelo financiero de la mina se busca maximizar el valor presente neto del proyecto con una tasa de rendimiento aceptable para el inversor. Realizar un análisis de sensibilidad es fundamental para comprender los impactos de cada variable y su riesgo asociado en un informe económico. Una vez que el estudio financiero indica que el proyecto es viable, es posible desarrollar el cronograma de producción de la planta de beneficio.

### **Ejemplo 7.18**

En un proyecto minero la estimación de la recuperación es del 90 % pero podría caer hasta 85 % con una probabilidad de 0.4. Por lo tanto:

*Recuperación: 90 % ( $p = 0.6$ )*

*Recuperación: 85 % ( $p = 0.4$ )*

Como se determinó que la recuperación del beneficio es una variable aleatoria asume dos valores en este caso, resulta una distribución discreta. De manera similar, la ley del mineral podría variar de 0.75 % a 0.85 % Cu, siendo el 0.8 % Cu la mejor estimación. Una posible distribución de probabilidad para esta situación es:

*Ley del mineral: 0.75 % Cu ( $p = 0.4$ )*

*Ley del mineral: 0.80 % Cu ( $p = 0.5$ )*

*Ley del mineral : 0.85 % Cu ( $p = 0.1$ )*

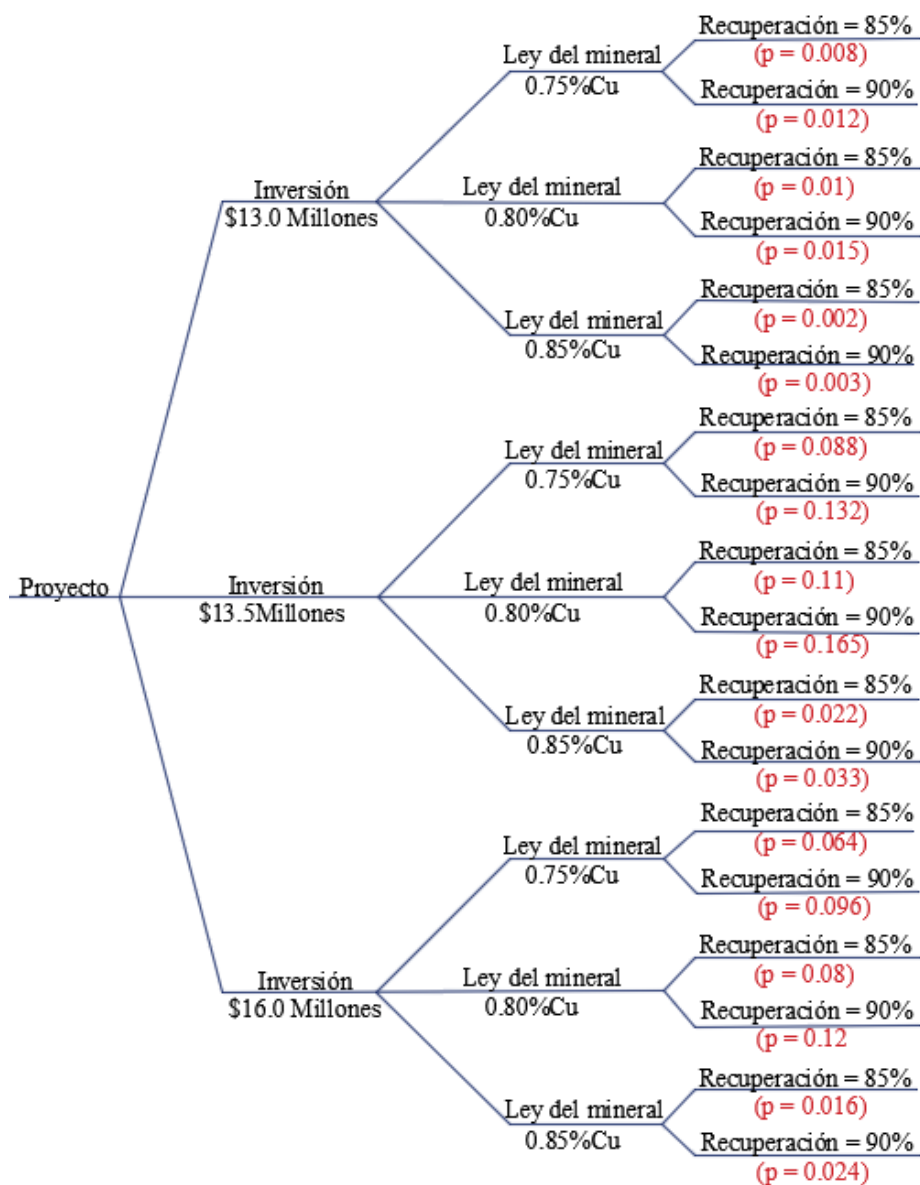
Finalmente, la experiencia de los analizadores muestra que los costos de inversión pueden ser más altos que los estimados, pero es muy poco probable que los costos sean menores que los estimados. La siguiente distribución de probabilidad discreta podría reflejar la ocurrencia de esta variable:

*Inversión : \$13.0 millones ( $p = 0.05$ )*

*Inversión: \$13.5 millones ( $p = 0.55$ )*

*Inversión: \$16.0 millones ( $p = 0.40$ )*

De esta manera con estas tres variables definidas por sus distribuciones de probabilidad hay 18 escenarios posibles. En la Figura Ejemplo 7.18-1 se muestra cada uno de los posibles resultados y sus respectivas probabilidades de ocurrencia subjetivas.



**Figura Ejemplo 7.18-1** Probabilidades de ocurrencia de un proyecto minero.

Por lo tanto a partir de un resultado en el caso determinista se han enumerado 18 posibles resultados disponibles. Las Tablas Ejemplos 7.18 - 1 y 7.18 - 2 muestran los cálculos utilizados para derivar un IRR y una probabilidad de ocurrencia para cada una de las 18 posibilidades. La mejor estimación en el caso determinista mostro un IRR de 27.4 % pero al contabilizar el riesgo mediante el establecimiento de distribuciones de probabilidad discreta para ciertas variables de entrada, el IRR podría desviarse considerablemente de este valor. Se muestra el histograma de probabilidad (Figura Ejemplo 7.18 - 2) y la probabilidad acumulada (Figura Ejemplo 7.18 - 3) los resultados a continuación.

**Tabla Ejemplo 7.18-1**

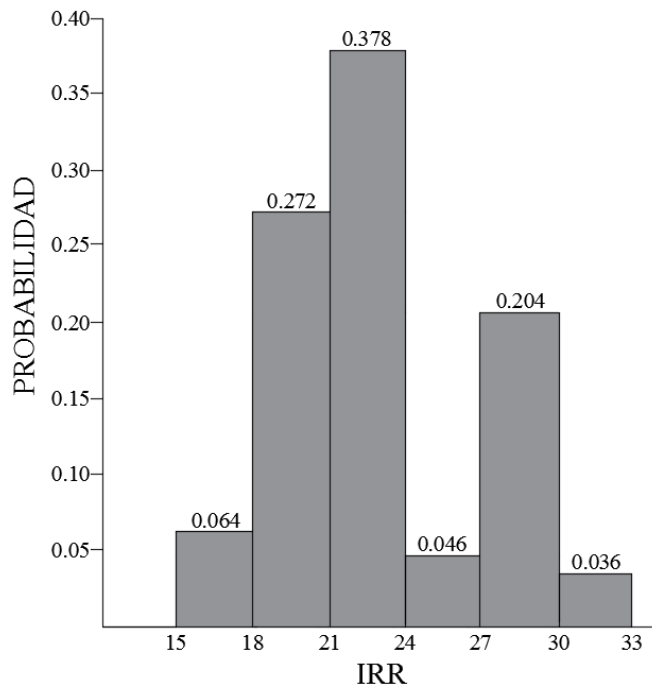
Ingresos brutos y netos de cada escenario.

<b>Utilidad bruta y neta para los diversos escenarios de ley y recuperación.</b>				
Caso	Ley de Cu	Recuperación	Ingresos brutos anuales	Ingresos netos anuales
1	0.75	85	\$6,693,750	\$3,193,750
2	0.8	85	\$7,140,000	\$3,640,000
3	0.85	85	\$7,586,250	\$4,086,250
4	0.75	90	\$7,087,500	\$3,587,500
5	0.8	90	\$7,560,000	\$4,060,000
6	0.85	90	\$8,032,500	\$4,532,500

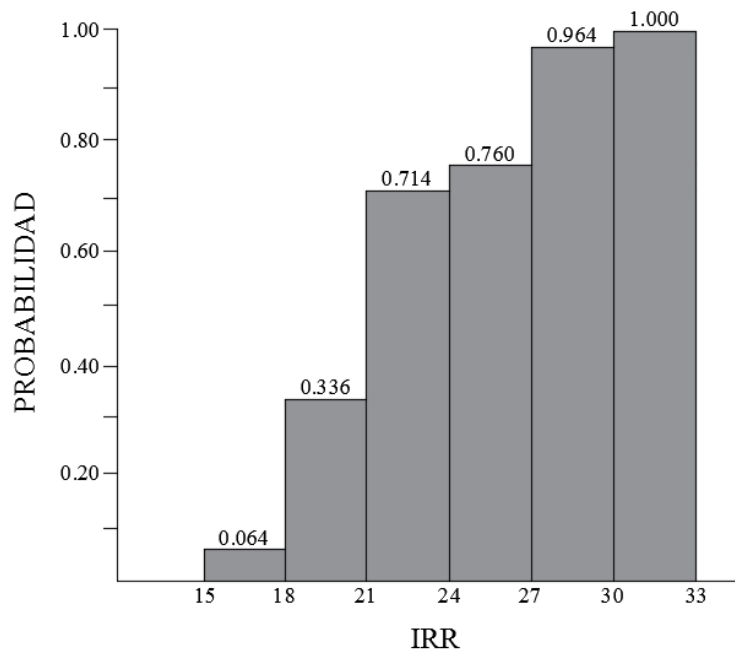
**Tabla Ejemplo 7.18-2**

Tasa interna de retorno de cada escenario.

<b>Tasa interna de retorno para cada caso posible</b>						
Caso	Inversión \$13 millones		Inversión \$13.5 millones		Inversión \$16 millones	
	IRR	Probabilidad	IRR	Probabilidad	IRR	Probabilidad
1	20.90	0.008	19.80	0.088	15.00	0.064
2	25.00	0.01	23.80	0.11	18.60	0.08
3	29.00	0.002	27.60	0.022	22.10	0.016
4	24.50	0.012	23.30	0.132	18.20	0.096
5	28.70	0.015	27.40	0.165	21.90	0.12
6	32.80	0.003	31.40	0.033	25.40	0.024



**Figura Ejemplo 7.18-2** Probabilidades de la tasa interna de retorno del proyecto minero.



**Figura Ejemplo 7.18-3** Probabilidades acumulada de la tasa interna de retorno del proyecto minero.

Se puede notar que la mejor estimación de la IRR fue del 27.4 % el análisis de riesgo muestra que solo hay un 24 % de probabilidad de que la tasa de retorno supere el 27 %. Existe una probabilidad del 33.6 % una probabilidad de que el IRR esté por debajo del 21 %. El valor esperado del IRR es de aproximadamente 22.7 %. Este ejemplo simplificado permite medir la magnitud de riesgo de un proyecto para que los inversionistas acepten o no continuar con el proyecto.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

1. Se ofrece a la venta una operación de agregados pétreos con una vida útil proyectada de 12 años. Se espera que los flujos de efectivo netos sean de aproximadamente \$107,000. Determinar el precio de comprar apropiado para el proyecto si el interés es del 9 % compuesto anual.

**Solución: \$766,197.60**

2. Se espera que los costos de mantenimiento de una trituradora giratoria sea de \$20,000 durante el primer año aumentando \$2,000 por año a partir del segundo año. El equipo tiene una vida útil de 8 años con un interés del 10 % anual. Para evaluar las ofertas de otras empresas externas para un contrato de mantenimiento, se necesita conocer el valor actual de dicha inversión.

**Solución: \$58,152.00**

3. ¿Cuántos años tardara una inversión de \$1,200 en duplicar su valor a una tasa nominal del 8 % si la capitalización es trimestral?

**Solución: 36 trimestres**

4. Calcule el valor presente “P” en el momento cero y valor futuro correspondiente “F” al final del tercer año para una serie de pagos iguales de \$15,000 que se realizan al final de cada uno de los años. Considere que no se realiza ningún pago en el momento cero. Utilice una tasa de interés del 15 % compuesto anual.

**Solución: P = \$34,248 y F = \$52,095**

5. ¿Qué cantidad a futuro de dinero se acumulará en 10 años a partir de ahora mediante la inversión de \$1,000, más \$2,000 dentro de 5 años con un interés compuesto semestral del 6 %?

**Solución: \$3,662**

6. Un inversionista planea invertir \$1,000 al final de cada año durante 20 años al 10 % de interés compuesto anualmente ¿Cuál es el valor esperado de esta inversión dentro de 20 años? ¿Que suma única de dinero se debe invertir al 10 % compuesto anualmente para generar el mismo valor a futuro?

**Solución: F = \$57,275.00 y A = \$1,002.3125**

7. Se espera que el alquiler de un activo otorgue ingresos de \$2,000 por año después de costos para cada uno de los años durante un período de 10 años. El valor de rescate de este activo es de \$25,000 en diez años. ¿Cuánto se puede pagar por este activo, si se desea una tasa de interés compuesta del 12 %?

**Solución: \$19,350.00**

8. Calcule el costo estimado de una trituradora giratoria en el año 2002 que costó \$790,000 en el año 1980 con base al índice de Marshall & Swift. Considere un índice de 675 en el año 1980 y 1,104.2 en el año 2002.

**Solución: \$1,292,323**

9. Un proyecto de inversión implica un gasto de \$200,000 en el momento cero y \$350,000 al final del año uno. Esta inversión genera un ingreso bruto de \$333,000 al final del año uno y \$556,000 al final de cada año del segundo al octavo año. Se incurrirá en un costo de regalías de \$3,300 en el año uno y \$56,000 en los años dos al ocho junto con costos operativos de \$200,000 en el año uno y \$320,000 al final de cada año del dos al ocho. Evalúe la rentabilidad del proyecto para una tasa de rendimiento del 15 %.

**Justifique su respuesta.**

10. Un inversionista ha solicitado que se evalúe el potencial económico de comprar una mina de oro por un costo de adquisición de derechos minerales de \$1 millón. En el primer año se incurrirá en costos de equipos mineros de \$3 millones. Se incurrirá en costos de desarrollo de \$2 millones en el momento cero con \$1.5 millones de costos adicionales en el primer año. La producción está proyectada para comenzar en el año uno con la extracción de 150,000 toneladas de mineral con una producción uniforme de 250,000 toneladas por año en el segundo, tercer y cuarto año. Se incurrirá en costos de recuperación de las áreas verdes de \$0.5 millones al final del cuarto año, cuando se proyecta que se obtendrán \$ 1 millón como valor de rescate de los equipos. De acuerdo a un estudio geológico y metalúrgico el mineral de oro tiene una ley media de 0.1 onzas de oro por tonelada con una recuperación estimada de 90 %. Se estima que el precio del oro se proyectara en \$300 dólares por onza en el primer año y aumentara un 15 % en el segundo año, 20 % en el tercer año y un 10 % en el cuarto año. Los costos operativos se estiman en \$20 dólares por tonelada de mineral producidos en el año uno y aumentara un 8 % por año. Evalúe la rentabilidad del proyecto para una tasa mínima de retorno del 15 %.

**Justifique su respuesta.**

11. El departamento de metalurgia desea evaluar si reparar cinco celdas de flotación existentes o remplazarlas con nuevos equipos que sean capaces de brindar el mismo servicio que las celdas actuales. Se pueden adquirir nuevos equipos en un momento cero por un costo total \$240,000. Los costos totales de mantenimiento, seguro y operación son \$20,000 en el momento cero, \$40,000 al año uno, \$50,000 en al año dos y \$30,000 en el año tres. El rescate anticipado de estos activos después de tercer año es de \$100,000.

Otra alternativa es reparar las celdas por un costo total de \$50,000 en el momento cero. Sin embargo, este enfoque genera costos operativos más altos durante los próximos tres años. Además de los costos de reparación, los costos operativos totales para estos activos reparados se estiman de \$20,000 en el momento cero pero aumenta \$140,000 en el año uno y dos, y \$70,000 en el tercer año. Se prevé que el rescate de los activos existentes después de tres años de servicio sea de cero. Las celdas usadas no tienen un valor de recuperación hoy en día en el mercado debido a su condición. La tasa de rendimiento mínima deseada sobre el capital invertido es del 15 % nominal. Evalúe cuál es la mejor alternativa de inversión.

**Justifique su respuesta.**

12. El alquiler de una planta de trituración móvil a un distribuidor es de \$500,000 por año con pagos al comienzo del año y el arrendamiento vence dentro de tres años. Se prepara un nuevo contrato de arrendamiento para los próximos cuatro años con un equipo similar que proporcione el mismo servicio con un costo de \$750,000 por año con pagos al comienzo del año. El primer pago según el contrato de arrendamiento actual se produce al comienzo del cuarto año. Una segunda opción que ofrece el distribuidor es terminar el arrendamiento hoy y vender el equipo por \$2 millones ahora, junto con un costo de reparación de \$600,000 al final del cuarto año que debería proporcionar el servicio necesario para un servicio de 7 años, después del cual el valor de rescate se estima en cero. Utilice un análisis de valor presente neto para una tasa de retorno mínima del 20 % para determinar si el arrendamiento o la compra son económicamente viables para proporcionar un servicio del equipo durante los próximos años.

**Justifique su respuesta.**

13. De acuerdo al siguiente flujo de efectivo de un proyecto minero determine valor presente neto, tasa interna de retorno, periodo de retorno de la inversión y el índice de eficiencia del capital.

Año	0	1	2	3	4	5	6	Total
(Millones de dolares)								
Ingresos por ventas		26.46	27.26	28.08	28.92	29.79		140.51
Valor de salvamento							10	10
Menos:								
Regalías 2.5%		-0.66	-0.68	-0.7	-0.72	-0.74		-3.51
Costos operativos		-9.89	-10.18	-10.49	-10.8	-11.1		-52.5
Depreciación		-8	-8	-8	-8	-8		-40
Utilidad antes de impuestos		7.92	8.39	8.88	9.39	9.91	10	54.5
Impuestos @ 30%		-2.37	-2.52	-2.67	-2.82	-2.97	-3	-16.35
Utilidad después de impuestos		5.54	5.87	6.22	6.57	6.94	7	38.15
Depreciación		8	8	8	8	8		40
Flujo de efectivo neto	-40	13.54	13.87	14.22	14.57	14.94	7	78.15
Factor de descuento	1	0.8826	0.779	0.6876	0.6068	0.536	0.47	
Valor presente	-40	11.95	10.81	9.78	8.84	8	3.31	
Acumulativo DFC								
NPV								
IRR								
PbP								
KE								

**Solución: NPV= \$12.69, IRR = 24.6%, PbP = 4 años y KE = 0.317**



14. Una mina vende sus concentrados de plomo – cobre y zinc a la Fundidora San Luis de acuerdo a la proforma de fundición que se muestra a continuación:

<b>Contrato Concentrado de Pb - Cu</b>			
Ensayo:	El concentrado de cobre razonablemente libre de impurezas arroja el siguiente análisis:		
	Ag : 1,968 g/t	Zn: 10.68%	
	Pb: 5.81%	As: 2.2%	
	Cu: 19%		
Tratamiento	Costos de tratamiento: Se hará una deducción por tonelada de concentrado de \$79.83. Muestreo: Se deducen \$ 5.00 por cada tonelada.		
Pagos	<p><b>Plata:</b> Cuando el ensaye no sea menor de 50 gramos por tonelada se pagara todo el contenido al 95% del precio de la cotización.</p> <p><b>Plomo:</b> Se descontara 1.5 unidades y se pagara el 60% de la cotización.</p> <p><b>Cobre:</b> Se descontara 13 kilogramos por tonelada de concentrado y se pagara el 90% del contenido.</p>		
Cotizaciones	Ag: \$179.08 Dlls/kg.	Cu: \$1.3858 Dlls/kg.	
	Pb: \$0.6047 Dlls/kg	Zn: \$0.8950 Dlls/kg.	
Deducciones	<p>Zinc: Por el contenido que exceda de 8.0% se hará una deducción de \$ 0.25 por cada unidad; fracciones en proporción.</p> <p>Arsénico: En el concentrado se hará un deducción por tonelada del contenido, a una razón de \$0.50 por cada unidad; fracciones en proporción.</p>		
<b>Impuestos</b>			
Se determinan los derechos sobre la minería, se aplica el % sobre el ingreso por cada metal.			
Para la plata el 7%			
Para el plomo 5%			
Para el cobre 5%			
Flete	\$50.41 Dlls. por cada tonelada		
Cantidad:	Aproximadamente 4,276 toneladas métricas secas por mes.		

<b>Contrato Concentrado de Zn</b>	
Ensayo:	El concentrado de zinc arrojo el siguiente análisis:
Ag : 108 g/t	Zn: 54.00%
Pb: 0.26%	Cu: 0.91%
Costos por tratamiento	
Se cobrarán \$151.01 Dlls por tonelada métrica seca de concentrado, además se hará un cargo de \$110.00 por tonelada de zinc contenido basado en el costo actual de la energía eléctrica	
Pagos	
Zn: Se pagara el 85% del contenido, con una deducción mínima de 8 unidades al precio establecido.	
Ag: Se pagara el 60% del contenido resultante al 95% del promedio de la cotización.	
Deducciones	
Los castigos por impurezas no se deducirán como el cloro, flúor, arsénico, antimonio y cobalto.	
Impuestos	
Se determinan los derechos sobre la minería, se aplica el % sobre el ingreso por cada metal.	
Para la plata 7%	
Para el zinc 5%	

- a) Determine el rendimiento neto de la fundición para una tonelada métrica de concentrado de Pb – Cu enviado.
- b) Determine el rendimiento neto de la fundición para una tonelada métrica de concentrado de Zn enviado.
- c) Determine el valor neto de la liquidación al mes, considerando un tonelaje mensual del concentrado de Cu – Pb de 4,276 toneladas y del concentrado de zinc 7,091 toneladas.
- d) El valor neto de liquidación por tonelada de mineral, si la relación de concentración de Cu – Pb es 27.56 y para el zinc es de 16.69.

Considere que el concentrado recibido en la fundición se encuentra seco.

**Solución:** a) \$399.98 Dlls. b) \$ 68.323Dlls., c) \$1,710,314.48 Dlls y \$484,478.393 Dlls, d) \$14.51 Dlls. y \$4.09 Dlls.

15. Determine el rendimiento neto de la fundición por tonelada métrica de concentrado enviado para el cobre pagadero. Considerando que el reporte del análisis químico en la recepción reporto 20.2 % Cu, 10.79 kg/t Ag, 20.15 g/t Au, 0.3 % As, 0.02 % Bi, 0.2 % Sb, Alúmina 0.5 %, Hierro 5 %, Sílice 1.0 % y Zinc 0.3 % en un tonelaje de 38.5 toneladas métricas al mes.

Perdidas permisibles en el manejo y transporte 1.0 %.

Humedad:

Si la humedad es mayor de 7 % se hará un cargo de \$0.10/lb seca por cada unidad excedente.

Pagos:

Au: Se pagará el 95 % del contenido a una cotización de \$35.00 por onza troy. La cotización del oro será el promedio mensual London Final publicado por el Metals Week en el mes de cierre del lote.

Ag: Se pagará el 90 % del contenido y se pagará el 94 % del promedio mensual de la cotización \$40/onza publicadas por el Metals Week en el mes de cierre del lote menos \$12.5 por onza troy.

Cu: Del ensayo húmedo se deducirá 6 kg por tonelada métrica del balance se pagará el 95 %. El contenido se pagará a \$0.9/lb de acuerdo a la liquidación mensual de London Spot publicadas en el Metal Week.

Deducciones.

Cu: Se deducirán \$0.60 por kg de cobre pagadero por costo de refinación y costos de entrega.

Alúmina: Si excede el 10 % se cargará \$0.25 por unidad sobre el exceso.

Zinc: Se cargará \$0.50 por unidad o fracción si el contenido combinado excede el 3 %

Arsénico: Se cargarán \$0.50 por unidad o fracción por el contenido que exceda el 1 %

Bismuto: Se cargarán \$2.10 por kilogramo excedente si el contenido es mayor 0.12 %

Flete \$50.60/tonelada seca, los cargos por fletes serán pagados por adelantado por el remitente en el punto de origen de la remesa, a no ser que previamente que la compañía haya acordado en pagarlas reduciéndolos del producto del mineral remitido.

Carga y manejo: \$20.10/tonelada seca.

Cargos por tratamiento: \$72 por tonelada seca.

Humedad del concentrado en el envío 9.2 %.

**Solución: \$7,342.4836**

16. Determine el rendimiento neto de la fundición por tonelada métrica de concentrado plomo enviado.

### **Fundición Salinas S.A.**

Liquidación base para la compra de concentrados de plomo con contenidos de plata.

#### **Pagos.**

Pb: Se deducirán 1.5 unidades por tonelada según el ensaye húmedo de concentrados y se pagará el 95 % del plomo remanente al precio del U.S. Producers para plomo refinado como se publique en el Metals Weeks al mes siguiente a la entrega del producto.

Au: Se deducirán 0.02 onzas troy por tonelada seca y se pagará el 92.5 % del oro remanente contenido, de acuerdo con la cotización del London Spot publicada en el Metal Week, promediado para el segundo mes calendario siguiente a la fecha de entrega del producto menos una deducción de \$7.00 US Dlls por onza troy de oro pagable. Todas las compras de oro estarán sujetas a las regulaciones internacionales referentes a transacciones en oro.

Ag: Se deducirán 1.0 onzas troy por tonelada seca y se pagará el 95 % del contenido remanente de acuerdo con las cotizaciones para la plata refinada publicado en el Metals Week, promediado para el siguiente mes calendario a partir de la fecha de entrega del producto, menos una deducción de \$ 0.10 US Dlls por onza pagable.

Cu: Se deducirán 1.1 unidades en ensaye húmedo de cobre y se pagarán el 97.5 % del contenido de cobre remanente de acuerdo a la cotización del Daily Net Domestic Refinery, para barras de cobre electrolítico, publicado en el Metals Week a partir de la fecha de entrega.

#### **Deducciones:**

Tratamiento: \$45.00 dólares por tonelada del mineral entregado.

Impuestos: De cualquier naturaleza que fuesen y que estén en vigor en la fecha del cierre del lote serán pagados por cuenta del vendedor.

Arsénico: Si contienen 0.5 % o más, se cargará todo a razón de \$2.00 dólares por unidad.

Antimonio: Se permitirá un máximo de 1.0 % libre de castigo. El cargo por exceso será de \$1.00 dólares por unidad.

Bismuto: Se permitirá un máximo de 0.05 % libre de castigo. El cargo por exceso será de \$5.50 dólares por unidad

Níquel: Se permitirá un máximo de 0.03 % libre de castigo. El cargo por exceso será de \$3.00 dólares por unidad.

Zinc: Libre de castigo.

Humedad: Se permitirá un máximo 7 % libre de castigo. El cargo por exceso se cobrará a una razón de \$0.30 dólares por unidad.

Flete: Los cargos por concepto de flete serán por cuenta del vendedor a una razón de \$40 dólares por tonelada.

Considerando que el reporte del análisis químico en la recepción del concentrado ensayo 8.06 g/t Au, 997 g/t Ag, 23.71 % Pb, 9.91 % Zn, 2.60 % Cu, 0.35 % As, 0.20 % Bi, 0.15 % Sb y 0.08 % Ni.

Humedad del concentrado 5% en la recepción.

Cotizaciones.

Au: \$400.00 Dlls/oz

Ag: \$6.60 Dlls/oz

Pb: \$0.84 Dlls/kg

Cu: \$2.36 Dlls/kg

**Solución: \$288.289 Dlls.**

17. Determine el rendimiento neto de la fundición por tonelada métrica del concentrado zinc enviado.

#### **Fundición Santa Teresa S.A.**

Costos por tratamiento:

Se cobrarán \$35 por tonelada métrica seca por mano de obra y maniobras. Además, se hará un cargo de \$ 40.00 tonelada de zinc pagadero basado en el costo de la energía eléctrica.

#### **Pagos:**

Zn: Se pagará por el 85 % del contenido con una deducción de 8 unidades al precio de zinc L.A.B. aun precio de \$ 0.4060 Dlls/lb al precio de Zinc Prime Western.

Ag: Se pagará el 70 % del contenido a un precio de \$ 15.57 Dlls oz de acuerdo con el London Spot. Si el ensaye es menor de 75 g/t no se pagará nada por concepto de plata.

Deducciones.

Tratamiento: \$110 dólares por cada tonelada métrica seca tratada.

Flete: \$60 dólares por cada tonelada.

Impuestos: Los impuestos de cualquier naturaleza que fueren y que estén en vigor en la fecha de cierre del lote serán por cuenta de la unidad minera.

Hierro: 8 % libre, el exceso se descontará a una razón de \$4.50 por cada 1 %.

Cloro: 0.05 % libre, el exceso se descontará a una razón de \$1.00 por cada 0.001 %.

Flúor: 0.05 % libre, exceso se descontará a una razón de \$1.00 por cada 0.01 %.

Arsénico: 0.1 % libre, el exceso se descontará a una razón de \$1.00 por cada 0.1 % máximo permisible 0.3 %.

Antimonio. 0.2 % libre, el exceso se descontará a una razón de \$0.20 por cada 0.01 %.

Níquel: 0.05 % libre, el exceso se descontará a una razón de \$1.25 por cada 0.01 %.

Cobalto: 0.005 % libre, el exceso se descontará a una razón de \$0.16 por cada 0.001%.

El comprador se reserva el derecho a rechazar el concentrado de zinc con un contenido de plomo del 2 % o más y/o 12.5 % de hierro y/o 0.3 % de antimonio y/o 0.01 % de cobalto.

Humedad: Se permitirá un máximo de 7 % libre de castigo. El cargo por exceso será a una razón de \$0.25/ tonelada métrica seca por cada 0.01 %

Considerando que el reporte del análisis químico en la recepción del concentrado se obtuvo 0.35 g/t Au, 180 g/t Ag, 1.25 % Pb, 54.18 % Zn, 0.93 % Cu, 0.3 % As, 5 % Fe, 0.2 % Sb, 0.008 % Ni y 0.08 % Ni.

Humedad del concentrado 9.2% en la recepción.

**Solución: \$156.81**

18. Determine el rendimiento neto de la fundición por tonelada métrica seca de concentrado de plomo enviado. De acuerdo al precio del mercado para la Bolsa de Metales de Londres.

Leyes del concentrado:

- 60 % de Pb
- 1000 g/t de Ag
- 3 g/t de Au
- 0.5 % de As
- 0.3 % de Sb
- 0.06 % de Bi

Precios de los metales:

- Pb US\$ 1,100/tonelada
- Ag US\$ 10/onza troy
- Au US\$ 600/onza troy

**Pagos:**

Pb: Se pagará el 95 % del plomo remanente al precio publicado.

Ag: Se deducirán 50 gramos por tonelada seca y se pagará el 90 % contenido, de acuerdo con la cotización del London Spot publicada.

Au: Se deducirán 1 gramo por tonelada seca y se pagará el 85 % del contenido remanente, de acuerdo con las cotizaciones para del oro.

**Deducciones:**

Tratamiento: US\$ 265 dólares por tonelada entregada.

Refinación de plata: US\$ 12/ kilogramo de plata pagadera.

Refinación de oro: US\$ 200/ kilogramo de oro pagadero.

**Penalizaciones:**

Arsénico: Si contienen por encima del 0.2 % o 0.3 %, se cargará todo a razón de \$4.00 dólares por cada 0.1 %.

Antimonio: Si contienen por encima del 0.2 % o 0.3 %, se cargará todo a razón de \$3.00 dólares por cada 0.1 %.

Bismuto: Si contienen por encima del 0.05 %, se cargará todo a razón de \$1.00 dólar por cada 0.01 %.

**Solución: \$650.10**

19. Una mena de cobre y oro reporto:

Au: 0.45 onzas por tonelada  
 Ag: 4.50 onzas por tonelada  
 Cu: 2.20 %.

Existen dos rutas para el tratamiento de este mineral: (1) enviarse directamente a fundición para su tratamiento y (2) procesarse en un concentrador para enviarse posteriormente a una fundición para su tratamiento. El concentrado otorga los siguientes datos:

Au: 4.85 onzas por tonelada.  
 Ag: 45.75 onzas por tonelada.  
 Cu: 25.0 %.

El mineral o concentrado enviado a fundación paga los metales de acuerdo con la siguiente proforma:

Pagos
Au: Con 0.03 onzas de Au por tonelada seca o más, se paga el 96.75% al precio publicado.
Ag: Con 1.0 onzas de plata por tonelada seca o más, se paga el 95% al precio promedio de la plata de la cotización mensual y habrá una deducción mínima de 1.0 onzas de plata por tonelada tratada.
Cu: Se deduce del ensayo de cobre húmedo 1.3% y el resto se paga al precio publicado por LME para la semana de la recepción en la planta, menos una deducción de \$0.09 por kg de cobre pagadero.
Deducciones.
Cargos: El cargo base de la fundición es de \$150 por tonelada.
Flete: Consiste en \$15 por tonelada
Procesamiento: \$120 por el tratamiento de mineral crudo.
Pagos.
Au:\$1,163.00/oz.
Ag: \$16.5/oz.
Cu: \$5/kg
Unidad monetaria "\$" dólares.

Considere que el concentrado o mineral enviado se encuentra seco. Calcule el rendimiento si el mineral crudo se envía directamente a la fundición si se procesan 100 toneladas de mineral. Además, calcule el rendimiento si el mineral se concentra y luego se envía a la fundición si se procesan 30 toneladas de mineral.

¿Cuál de los dos procesos otorga un mayor rendimiento por tonelada de mineral?

**Justifique su respuesta.**

20. En una mina a cielo abierto se producen concentrados de cobre y zinc como productos primarios. La alimentación de minerales más duros presento un problema para la operación, reduciendo el rendimiento de la planta. Se implementaron voladuras con una mayor carga que produjo una mayor fragmentación para alimentar un circuito SAB. La energía adicional de la voladura fue compensada por el gran ahorro de energía en el proceso de molienda, minimizando el consumo energético de la operación y permitiendo alcanzar las recuperaciones deseada en el proceso de flotación. Determine el ahorro energético y económico porcentual con las mejoras considerando una producción de 2,600 t/h y los costos de la siguiente tabla.

Beneficio Mine to Mill	Antes	Después	Costos US\$/kW
	Energía específica [kWh/t]	Energía específica [kWh/t]	
Barrenación y voladura	0.5	1	0.25
Trituración	2	1.5	1
Molienda	11.5	8	5

**Solución: Ahorro energético 25 % y ahorro económico 29.9 %**

21. Una planta de trituración y molienda con una capacidad de 25,000 tpd cuenta con un circuito SAB con dos líneas de molienda en paralelo. Cada línea para la molienda primaria cuenta con un molino de 8,000 HP y para la molienda secundaria un molino de 4,000 HP. El diseño de la planta dio como resultado un consumo de energía de los molinos SAG de 4,178 kW cada uno y para los molinos de bolas de 2,805 kW cada uno. La trituradora primaria, cribas, alimentadores, bandas transportadoras y demás equipos auxiliares del circuito tiene un consumo de 10,034 kW.

La planta de beneficio opera 355 días al año con dos turnos al día con una factor de disponibilidad del 90 %.

- Determine el consumo de energía total de la planta.
- Determine el consumo de energía por hora.
- Determine el consumo de energía por tonelada procesada.

El proveedor de los molinos ofrece dos tipos de motores:

- Sistema corona y piñon con motor de rotor bobinado que tiene un rendimiento de 0.94 y el reductor de engranajes tiene un rendimiento de 0.98 otorgando una eficiencia del 0.9212.
- Motore síncrono que tienen una eficiencia de 0.956.



d) Determine la potencia para cada motor y mencione el tipo de motor que sería la mejor opción en función del ahorro de energía. Considerando un costo de la energía eléctrica de \$0.05 Dlls/kW.h

f) Para el informe a los inversionistas se pide el valor presente de este ahorro anual en un período de cinco años asumiendo una TREMA del 20 % y que el costo de energía eléctrica no aumenta durante este período de tiempo.

Considere que la potencia de un motor está dado por:

$$Potencia = \frac{\text{Consumo de energía en kW}}{\text{Eficiencia del motor}} [kW]$$

**Solución: a) 24,000 kW, b) 21,600 kW.h, c) 20.74 kW/t, d) \$ 211,590.79 Dlls, f) \$632,868.05 Dlls.**

22. En una mina se emplea el método de hundimiento de grandes bloques. Determine el tonelaje extraído, contenido de cobre del bloque y la ley de cabeza con los siguientes datos:

- Toneladas de mineral in situ estimada es 1,300,000.
- Ley estimada de la mineral in situ es de 0.74 % Cu.
- Recuperación del bloque mineral 80 % después del minado.
- Dilución del 15 %.

**Solución: Ley de corte de 0.14 % Cu**

## REFERENCIAS

- Allen G. y Allen L. (1986). Product Marketing Contracts. En Mular A. L. y Anderson M. A (Eds.). Design and Installation of Concentration and Dewatering Circuit (pp. 405 - 416). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME)..
- Franco M. (1984). Apuntes de Proyectos Minero Metalúrgicos (pp. 60 -62). Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México.
- Gentry D. y O'Neil T. (1984). Mine Investment Analysis (pp.11 -33, 35-45, 65-67, 81- 89, 103 - 122, 136 -141, 151 -152, 253-284, 375 - 383). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Hustrulid W., Kuchta M. y Martin R. (2013). Open Pit Mine Planning & Design Vol. I Fundamentals (pp. 47 -55, 533). 3a ed. CRC Press Taylor & Francis Group.
- Malhotra D. y Michael D. (2009). Financing your Mine. En Malhotra D., Taylor P., Spiller E., y LeVier M. (Eds.), Recent Advances in Mineral Processing Plant Design (pp. 362-366). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME).
- Maxwell P. y Guj P. (2006). Australian Mineral Economics A Survey of important Issues (pp. 99 -111). The Australasian Institute of Mining and Metallurgy.
- Morales A. (1983). Como Determinar el Tamaño de una Planta de Beneficio para un Depósito Minero (pp. 125), Geomimet (125).
- Mular A. (1978). The Estimation of Preliminary Capital Costs (pp. 52 -63). En Mular A. L. & Bhappu R.B. (Eds.). Mineral Processing Plant Design. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).

- Mular A. y Poulin R. (1998). CAPCOSTS A Handbook for estimating mining and mineral processing equipment costs and capital expenditures and aiding mineral project evaluations (pp. 116 -120). Canadian Mineral Processors Division of Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum..
- Prado E. (1961). Productividad en la Industria Minera (316-328). Memoria Convención 1 (4).
- Rendu J. (2017). Risk Management in Evaluating Mineral Deposit (pp. 214 -239). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME)
- Robison J. (1985). Sensitivity Analysis for Mining Projects. En Tinsley R. y Emerson M. (Eds.), Finance for the Mineral Industry (pp. 126 -127). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Runge I. (1998). Mining Economics and Strategy (pp. 35-38, 45 -66, 199-202). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Schenck G. (1985). Methods of Investment Analysis for the Mineral Industries En Tinsley R. y Emerson M. (Eds.). Finance for the Mineral Industry (pp. 77 - 87). Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Schnell H. (2019). Project Management (pp. 317 -320). En Dunne C., Kawatra S. & Young A. (Eds.), Mineral Processing & Extractive Metallurgy. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).
- Stermole F. y Stermole J. (2000). Economic Evaluation and Investment Decision Methods (pp. 62 -98,107,118,333 -379, 423-429) 10a ed. Investment Evaluations Corporation.
- Subba D. (2016). Minerals and Coal Process Calculations (pp. 258- 266). CRC Press Taylor & Francis Group.
- Weiss N. (1985). Design of Plants (pp. 33-2, 33-53, 33-60). En Weiss N. (Ed.), Mineral Processing Handbook. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El material didáctico para la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas del plan de estudios 2016 fue desarrollado con el objetivo de otorgar un material de fácil acceso que aborde el diseño de operaciones metalúrgicas y permita el entendimiento de variables de control, cálculo de las variables operativas, características de cada operación unitaria, prácticas generales en el beneficio de minerales para formular proyectos de concentración y/o extracción. A lo largo del desarrollo de este trabajo se tienen las siguientes conclusiones:

- El diseño de operaciones de metalúrgicas requiere de las bases de los cursos antecedentes del área de Metalurgia, además permite aplicar los conocimientos de ciencias básicas, ciencias de la ingeniería e ingeniería aplicada como: Álgebra, cálculo, mineralogía, química, probabilidad, mecánica, fisicoquímica, análisis químico, termodinámica, análisis numérico, mecánica de fluidos, fundamentos de la explotación de minas y evaluación de proyectos de inversión. Por lo tanto, el proceso de aprendizaje de los estudiantes en esta asignatura depende del dominio de estos antecedentes y para estudiantes de primer semestre permite encontrar ejemplos de aplicación de las ciencias básicas en temas especializados de metalurgia.
- El diseño de proyectos metalúrgicos debe ser evaluado de manera técnica, económica y ambiental; para llegar a un diseño conceptual y posteriormente avanzar a la fase de construcción, este enfoque de ser considerado por los estudiantes para formular su proyecto durante el curso.
- La explotación de minerales no se justifica si el beneficio de las menas no es factible. Por lo tanto, existe una estrecha relación durante el diseño entre la explotación y el beneficio de minerales, donde se considere el tonelaje que se alimenta a la planta, dilución y leyes de cabeza que permitan determinar la capacidad de la planta.
- Una correcta caracterización del mineral permite conocer su complejidad para beneficiarse determinando el grado de liberación y rutas de concentración para obtener un producto de alta pureza y/o extracción del metal, por lo tanto, los estudiantes deben considerar que la mineralogía del yacimiento es un reflejo del circuito de trituración y molienda, procesos de beneficio y ruta de extracción metalúrgica a emplear.
- La estrategia para el diseño de operaciones metalúrgicas que presenta este trabajo se basa en la caracterización del mineral, conocimiento del objetivo de cada operación unitaria y los fundamentos de cada operación para abordar los equipos utilizados en la industria y su funcionamiento, permitiendo conocer sus variables de control y el cálculo de sus variables operativas. Además de la presentación de prácticas generales en el beneficio de minerales y el análisis de casos de estudio que permitan desarrollar un criterio a los estudiantes para el diseño de circuitos de trituración y molienda, circuitos de concentración y seleccionar la ruta de extracción.

- La información actualizada que se presenta en este trabajo permite a los estudiantes conocer los equipos que actualmente se manejan en el mercado y los procesos que se implementan cuyo objetivo es dar una solución al tratamiento de menas complejas.
- La investigación realizada en diversas bibliografías, artículos y catálogos otorga a los estudiantes una perspectiva de la evolución en el beneficio de minerales permitiendo la comprensión de los circuitos que se implementan actualmente.
- El material digital recopilado, tablas y figuras generadas tuvieron resultados favorables en su aplicación en el Grupo 1 del semestre 2021-2 otorgándoles claridad en la operación de diferentes equipos permitiendo la selección de los mismos y el diseño de circuitos.
- Los ejercicios propuestos en el trabajo cumplieron con el objetivo de permitirles a los estudiantes aplicar los conocimientos adquiridos, relacionar los aspectos teóricos con la operación de los equipos y apoyarles en la formulación de sus proyectos.
- Una limitante para completar el ciclo de diseño es la simulación del diseño conceptual vías software especializado, debido a que los estudiantes no cuentan con este tipo de software o no cumplen con el conocimiento de las herramientas y los modelos matemáticos empleados en estos paquetes de cómputo.
- La ventaja de presentar un material didáctico en formato digital durante el semestre 2021-2 con clases en línea motivó a los alumnos y otorgó un aprendizaje significativo. Los temas presentados en la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas son especializados y en pocas ocasiones se cuenta con un recurso bibliográfico en casa y las bibliotecas de la universidad se encuentran cerradas por la pandemia Covid 19.
- Una fortaleza de este trabajo es que otorga al estudiante una herramienta para la comprensión de las operaciones metalúrgicas y solucionar dudas del Área de Metalurgia. Esto se logra mediante la presentación de un lenguaje claro y conciso en el texto, imágenes que representan cada proceso, catálogos de equipos y artículos que refuerzan la comprensión de cada tema.
- La estructura de este trabajo brinda a los estudiantes que cursan las asignaturas de preparación y concentración e hidro y pirometalurgia, un libro de texto que proporciona una descripción del procesamiento de minerales y muestra a detalle la operación de equipos convirtiéndose en una fuente de conocimientos complementarios para las asignaturas del Área de Metalurgia.
- Es importante resaltar que este trabajo es una herramienta de apoyo para los académicos que imparten la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas.

Como recomendaciones, se tiene las siguientes:

- Utilizar los artículos del material digital junto con el texto garantiza el correcto aprendizaje del estudiante colocándolo en situaciones reales en la operación y construyen un juicio crítico.
- Los catálogos y manuales de los diferentes proveedores permiten al estudiante ubicarse en el caso real de seleccionar un equipo y evaluar las características de cada uno de los equipos.
- Las observaciones y experiencias del docente en sus visitas a diversas plantas de beneficio permiten que el estudiante conozca casos reales y puedan correlacionarlos con lo visto en clase y aplicarlo en el desarrollo de su proyecto.
- Es fundamental que el docente haga énfasis de la relación entre operación mina, planta de beneficio y aspectos económicos, puesto que de ello depende la vida del proyecto, leyes de cabeza, costos de inversión, capacidad de los equipos, selección de equipos y rentabilidad de un proyecto metalúrgico.
- Es fundamental que la información inicial para la realización de los proyectos parta de pruebas metalúrgicas o proyectos reales para darle las bases al alumno para formular su proyecto, así como rendimientos de producción, mineralogía del depósito, consideraciones de la operación, cuotas de producción y consideraciones generales de la operación.
- La caracterización de pulpa es fundamental para el balance de masa de los circuitos de molienda propuestos y circuitos de concentración para acondicionar la pulpa de acuerdo en cada proceso. Por lo tanto, de acuerdo a lo observado en el semestre 2021-2 es fundamental la resolución de problemas de caracterización de pulpa.
- Existe una limitante para evaluar la viabilidad económica del proyecto que realizan los estudiantes como lo marca el programa de estudios porque en el mismo semestre de este curso se ubicada la asignatura “Análisis y Evaluación de Proyectos de Inversión” y no se cuenta con este antecedente para desarrollar la parte económica del proyecto. Ante esta problemática se incluyó en el Capítulo 7 de este trabajo información referente a la evaluación de proyectos minero – metalúrgicos de acuerdo a mi experiencia en la asignatura de Economía Minera.
- Se recomienda para cursar la asignatura de Diseño de Operaciones Metalúrgicas se tengan acreditadas las asignaturas antecedentes del Área de Metalurgia para garantizar el nivel de conocimiento entre los estudiantes.

- De acuerdo al Proyecto de Modificación del Plan de Estudios de la Licenciatura en Ingeniería de Minas y Metalurgia aprobado. El objetivo de esta asignatura es fortalecer la modelación y el diseño de operaciones metalúrgicas, por lo que se propone una posible modificación del contenido del programa de la asignatura para fortalecer estos dos aspectos.

## BIBLIOGRAFÍA

- Adams M. (2016). *Gold ore processing*. Project Development and Operations. Elsevier.
- Aghamirian M., Mohns C., Grammatikopoulos T. y Imeson D. (2012). An overview of Spodumene beneficiation. 44th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232408>
- Ahletci F. y Ersin Y. (2018). Thiosulphate leaching of gold/silver from a copper – bearing pyritic gold concentrate. Organization International Mineral Processing Congress. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=243572&title=Thiosulphate-Leaching-of-GoldSilver-from-a-CopperBearing-Pyritic-Gold-Concentrate>
- Ahmadabadi A., Zare M., Hejazi M. y Saghaeina M. (2018). Comparison performance of reverse flotation and magnetic flotation systems for silicate reduction of iron magnetic concentrate. International Mineral Processing Congress. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=243724&title=Comparison-Performance-of-Reverse-Flotation-and-Magnetic-Flotation-Systems-for-Silicate-Reduction-of-Iron-Magnetic-Concentrate>
- Alles R.(2008). *Conveyor belt system design service manual*. ContiTech Transport band system GmbH Status 1994.
- Allis – Chalmers (1953). *Crushing Practice ad Theory*. Maclean – Hunter Publishing Co.
- Allis mineral systems. Hydrocone Crusher (1953).
- Allis mineral systems. Hydrocone Crusher (1994).
- Allis-Chalmers línea Faco. Trituradora Hydrocone (1994).
- Anderson S. G. y Burford B. D. (2006). IsaMill the crossover from ultrafine to coarse grinding. metallurgical plant design and operating strategies (MetPlant 2006). <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=197693&title=IsaMill--The-Crossover-from-Ultrafine-to-Coarse-Grinding>

- Andritz (2016). Pressure filtration with highest throughput at lowest residual moisture HBF.<https://www.andritz.com/resource/blob/308968/8983a434cb5a2a17ec2af63f58028a05/se-hyperbaric-disc-filter-hbf-en-data.pdf>
- Araujo J. (1992). *Curso básico de diseño de instalaciones mineras*. 2ª ed. Universidad de Sonora. Departamento de Ingeniería Civil y Minas.
- Arreola H., Ramírez M., y Miranda P. (2011). Desarrollo y aplicación de un proceso para producir concentrado de óxidos de plomo con contenidos de plata por el método de flotación en la unidad Santa Eulalia. Memoria Convención 1 (29). <http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STMC02911044.PDF>
- Arteaga C., Barrios J., Almond M. y Ruiz R (2018). Ore control technological innovations at Goldcorp Peñasquito mine. SME Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=242926&title=Ore-Control-Technological-Innovations-at-Goldcorp-Pe%C3%B1asquito-Mine>
- Aury Africa (Woven Wire Screens) – Setting the Standard.
- Austin L.G. (1984). Concepts in process design of mills. Mining Engineering. SME. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=2038&title=Concepts-in-Process-Design-of-Mills--Gaudin-Lecture--1984>
- Austin L.G. (1990). A mill power equation for SAG mills. Minerals & Metallurgical Processing. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=4603&title=A-mill-power-equation-for-SAG-mills>
- Austin L.G. y Klimpel R.R. (1985). Modeling for scale-up tumbling ball mills. Mineral & Metallurgical Processing. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=32990&title=Modeling-For-ScaleUp-Of-Tumbling-Ball-Mills>



- Austin L.G. y Luckie P.T.(1972).Grinding equations and the bond work index. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (AIME). Vol.252.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=5142&title=Grinding-Equations-and-the-Bond-Work-Index>
- Azzaroni E. (1981). Grinding media size and multiple recharge practice. Second Asian Symposium on Grinding.
- Bansal R. y Goyal M. (2005). *Activated carbon adsorption*. Taylor & Francis Group.
- Barratt D. y Allan M. (1985). Testing for autogenous and semi-autogenous grinding a designer's point of view". Mining Engineering. Society for Mining Engineers of AIME.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=176948&title=Testing-For-Autogenous-And-SemiAutogenous-Grinding--A-Designers-Point-Of-View--Introduction>
- Beer F., Cornwell P. y Johnston R. (2010). *Mecánica vectorial para ingenieros dinámica*. 9a ed. McGraw Hill.
- Bennett D., Crnkovic I. y Walker P. (2012). Recent process developments at the phu khan copper and gold Concentrator Laos. 11th Mill Operator's Conference.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=215387&title=Recent-Process-Developments-at-the-Phu-Kham-CopperGold-Concentrator-Laos>
- Bertrand C., Bazin C. y Nadeau P. (2011). Modelling of the dry magnetic separation process at Rio Tinto Fer et Titane. 43<sup>rd</sup> Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.  
[https://www.onemine.org/searchresults.cfm?searchTerms=&title=Modelling+of+the+Dry+Magnetic+Separation+Process+at+Rio+Tinto+&author=&pubDateFrom=&pubDateTo=&organizationID=0&sortOrder=\\_score%2Bdesc](https://www.onemine.org/searchresults.cfm?searchTerms=&title=Modelling+of+the+Dry+Magnetic+Separation+Process+at+Rio+Tinto+&author=&pubDateFrom=&pubDateTo=&organizationID=0&sortOrder=_score%2Bdesc)

- Bhambhani T., Nagaraj D. y Yavuzkan O. (2016). Improving flotation recovery of oxide copper minerals. XXVIII International Mineral Processing Congress Proceedings.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=227247&title=Improving-Flotation-Recovery-of-Oxide-Copper-Minerals>
- Bise Christopher J. (2003). *Mining engineering analysis*. 2a ed. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc.
- Bise Christopher J. (2013). *Modern American coal mining, methods and applications*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Biswas A. y Davenport W. (1993). *El Cobre Metalurgia extractiva*. Limusa.
- Bittner J., Gasiorowski S. y Hrach F. (2012). Triboelectric belt separator for beneficiation of fine minerals. 51st. Annual Conference of Metallurgists of CIM (COM 2012).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=242853&title=Triboelectric-Belt-Separator-for-Beneficiation-of-Fine-Minerals>
- Bodsworth C. (1994). *The extraction and refining of metals*. CRC Press.
- Bond F.C. (1952). The third theory of comminution. Mining Engineering (AIME).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=18644&title=Mineral-Beneficiation--The-Third-Theory-of-Comminution>
- Bond F.C. (1958). Grinding ball size selection .Mining Engineering (AIME).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=36367&title=Grinding-Ball-Size-Selection>
- Bond F.C. (1961). Crushing and grinding calculations. British Chemical Engineering 6 (8).
- Bond F.C. (1963). Metal wear in crushing and grinding. Allis-Chalmers Manufacturing Company, American Institute of Chemical Engineers.
- Brater E., King H., Lindell J. y Weo C. (1996). *Handbook of hydraulics*. 7a ed. McGraw-Hill.

- Bravo J.,y Gómez S. (2003). Transformación de una planta concentradora de minerales, diseñada para la recuperación de valores de plata a partir de jales de flotación. *Memorias de la Convención de Minería en México* 1(24).  
<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STMC02401041.PDF>
- Bulatovic S. (2007). *Handbook of flotation reagents: chemistry, theory and practice Vol. I: Flotation of sulfides ores*. Elsevier B.V.
- Bulatovic S. (2007). *Handbook of flotation reagents: chemistry, theory and practice Vol. II: Flotation of gold, PGM and oxide minerals*. Elsevier B.V.
- Bulatovic S. (2007). *Handbook of flotation reagents: chemistry, theory and practice Vol. III: Flotation of industrial minerals*. Elsevier B.V.
- Burat F., Kokkilic O., Kangal O., Gurkan V. y Celik M. (2007). Quartz feldspar separation for the glass and ceramics industries. *mineral & metallurgical Processing* 24 (2).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=150792&title=QuartzFeldspar-Separation-For-The-Glass-And-Ceramics-Industries>
- Burchardt E.(2014). Dry finish grinding with HPGRs: The next step ahead in mineral comminution. XXVII International Mineral Processing Congress.2(11).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=219245&title=Dry-finish-grinding-with-HPGRs-The-next-step-ahead-in-mineral-comminution>
- Burger B., Vargas L, Arevalo H y Vicuna S. (2012). Yanacocha Gold Single stage SAG mill design, operation and optimization. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=214464&title=Yanacocha-Gold-Single-Stage-SAG-Mill-Design-Operation-and-Optimization>

- Burguer B., Hatta M. y McGaffin M. (2006). Seven years of operation and continuous improvement. In Proceeding of an International Conference on Autogenous and Semiautogenous Grinding Technology.
- Burroughs C. (1989). *Metalurgia extractiva no ferrosa*. Limusa.
- Burroughs C. (1991). *Materials beneficiation*. Springer - Verlag.
- Buzzi L. y Battista G. (2019). FCB Horomill turns 25 years history. International Cement. [https://dk8mx37zdr9bp.cloudfront.net/cement-minerals/Articles/2019-02\\_Reprint\\_Buzzi\\_FCB\\_Horomill\\_turns\\_25.pdf](https://dk8mx37zdr9bp.cloudfront.net/cement-minerals/Articles/2019-02_Reprint_Buzzi_FCB_Horomill_turns_25.pdf)
- Cabrejos F. (2001). Diseño y operación de stockpiles en operaciones Mineras. CONAMET. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=226854&title=Dise%C3%B1o-y-operaci%C3%B3n-de-stockpiles-en-operaciones-mineras>
- Carnicer R. y Mainar C. (2004). *Bombas centrífugas*. 2a ed. International Thomson.
- Carson J. (1983). Design of bins and feeders for reliable minerals flow. Engineering Fundamentals Series. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=4897&title=Design-of-Bins-and-Feeders-for-Reliable-Minerals-Flow>
- Carsten G., Shmitz S., Stapelmann M. y Dardemann F. (2012). Latest installations and developments of Loesche Vertical-Roller-Mills in the ore industry. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=209052&title=LatestInstallations-And-Developments-Of-Loesche-Vertical--Roller--Mills-In-The-Ore-Industry>
- Cátalogo de productos: Perforaed Sheets (Perfopol).

- Cecala A., O'Brien A., Schall J. y Colinet J. (2012). *Dust control handbook for industrial minerals mining and processing*. National Institute for Occupational Safety and Health (NIOSH). RI 9689 Report of Investigations/2012.
- Cement International 11(2013). 20 years of the Horomill a review. No.4. [https://dk8mx37zdr9bp.cloudfront.net/cementminerals/Articles/20%20years%20of%20the%20Horomill\\_Cement%20INTL\\_04-2013.pdf](https://dk8mx37zdr9bp.cloudfront.net/cementminerals/Articles/20%20years%20of%20the%20Horomill_Cement%20INTL_04-2013.pdf)
- Çengel A. y Cimbala M. (2006). *Mecánica de fluidos*. McGraw- Hill.
- Chander S. y Klimpel R. (1989). *Advances in coal and mineral processing using flotation*. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Choi J., Hong J., Park K., Han Y. Kim H. y Kim W. (2015) Lepidolite flotation from low grade ores using a cation surfactant. SME, Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=224597&title=Lepidolite-Flotation-from-Low-Grade-Ores-Using-a-Cationic-Surfactant>
- Citic Heavy Industries (2015). Gyratory Crusher. <https://www.citic-hic.com/data/upload/2015-11/20151110072841753141.pdf>
- Citic Heavy Industries. High pressure grinding rolls (2015). <https://www.citic-hic.com/data/upload/2015-11/20151110072914949494.pdf>
- Citic Heavy Industries. Jaw crusher (2015). <https://www.citic-hic.com/product/mining-and-Non-Ferrous/112>
- Claridge G., Holmes P. y Redfearn M. (1989). Flotation. Mineral Processing Plant. CIM. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=229932&title=Flotation>
- Clark B. (2007). The Derrick Stack Sizer: revolutionary advancements in wet screening technology. 39th Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232253&title=The-Derrick-Stack-Sizer-Revolutionary-Advancements-in-Wet-Screening-Technology>

Coe H. y Clevenger G. (1917). Methods for determining the capacity of slime – settling tanks. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=160647&title=Methods-For-Determining-The-Capacities-Of-Slime-Thickening-Tanks>

Coghill W.H. y De Vaney D.F. (1938). Use of the coercimeter in grinding test. American Institute of Mining and Metallurgical Engineers. AIME. Mining Technology. Vol.II.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=9107&title=Use-Of-The-Coercimeter-In-Grinding-Tests>

Colijn H. y Carroll P. (1968). Design criteria for bin feeders. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=155400&title=Design-Criteria-For-Bin-Feeders--Introduction>

Concha F. (2014). *Solid - liquid separation in the mining industry*. Springer Science.

Cordonnier A. (1994). A new grinding process HOROMILL, 8<sup>th</sup> European Symposium on Comminution.  
<https://cement-minerals.fivesgroup.com/products/grinding/fcb-horomillr.html>

Cordonnier A., Evrard R. y Obry C. (1995). New compression grinding technologies. Proceeding of the XIX International Mineral Processing Congress Comminution,  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=5597&title=New-Compression-Grinding-Technologies>

- Coveyor Equipment Manufacturers Association (2002). Belt conveyors for bulk materials. The Scribe and Word Warriors.
- Cowburn J., Stone R., Bourke S. y Hill B. (2005). Design developments of the Jameson cell. Centenary of Flotation. <https://www.glencoretechnology.com>
- Crow W. L. (1957). Grinding ball rationing. Mining Engineering Vol. IX. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (AIME). <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=36249&title=Grinding-Ball-Rationing>
- Crozier R. (1992). *Flotation*. Pergamon Press.
- Crundwell F., Moats M. , Ramachandran V. y Robinson T. , Davenport W. (2011). *Extractive metallurgy of nickel, cobalt and platinum – group metals*. ELSEVIER.
- Cytec (2002). *Mining Chemicals Handbook*. Cytec solutions.
- Dahlstrom D. (1949). Cyclone operating factor and capacities on coal and refuse slurries. Trans. America Institute of Mining Engineers. 184, 331 -344. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=175756&title=Cyclone-Operating-Factors-and-Capacities-on-Coal-and-Refuse-Slurries>
- Dana E. y Hulburt C. S.(1960). *Manual of mineralogía*. 2a ed. Reverte.
- Dannatt W. y Ellingham T. (1948) Roasting and reduction processes. A general survey. Discuss. Faraday Soc. 4:126-139.
- Danyliw B. (2015). Adjunct chemical dust control strategies for high tonnage mining operations. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232515&title=Adjunct-Chemical-Dust-Control-Strategies-for-High-Tonnage-Mining-Operations>

- Darling P. (2011). Mining engineering handbook. Society of Mining, Metallurgical and Exploration, Inc. (SME)
- Davey G. (2006). Fine grinding applications. Using the Metso Vertimill grinding mill and the metso stirred media detritor (SMD) in gold processing. Proceedings of the 38<sup>th</sup> Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232203&title=Fine-Grinding-Applications-Using-the-Metso-VertimillGrinding-Mill-and-the-Metso-Stirred-Media-Detritor-SMD-in-Gold-Processing>
- Davis E.W. (1919). Fine crushing in ball-mills. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (AIME).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=161763&title=Fine-Crushing-In-BallMills-Discussion>
- De la Vega O. (1988). Estudio de viabilidad del proyecto minero metalúrgico La Cienega Municipio de Santiago Papasquiaro, Durango (Tesis para obtener el título de ingeniero de minas y metalurgia). Universidad Nacional Autónoma de México.  
<http://132.248.9.195/pmig2017/0080154/Index.html>
- Denver (Operación y control de plantas de beneficio). Maquinas de Proceso S.A. de C.V.
- Denver Equipment Company (1954). Denver Equipment Company.
- Dhawan N., Saarzadeh M., Mille J. y Rajamani R. (2012). Insights into heap leach technology. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration,  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=205898&title=Insights-Into-Heap-Leach-Technology>
- Dixon S., Olson B. y Wlpf W. (2010). Squeezing the extra 30% of a typical SABC circuit for 4.8 kW.h/tonne. Society for Mining, Metallurgy and Exploration Annual Meeting.



<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=168530&title=Squeezing-The-Extra-30-Of-A-Typical-SABC-Circuit-For-48-kW.hTonne>

Dominic E. (2001). *Hidrometalurgia: Fundamentos, procesos y aplicaciones*. Editorial Genérico.

Dow Chemical Co. (1960). Flotation fundamentals and mining chemicals.

Dunn D. J. (1989). Design of grinding balls. Society of Mining Engineers (AIME).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=3168&title=Design-of-grinding-balls>

Dunne C., Kawatra S. & Young A. (2019). *SME Mineral processing & extractive metallurgy handbook*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).

EIMCO Process equipment y wemco HMS systems (1996). Heavy Media Separation.

Elbrond J. (1982). Calculation of sizes of surge bins in underground mines and in beneficiation plants. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=168228&title=Calculation-Of-Sizes-Of-Surge-Bins-In-Underground-Mines-And-In-Beneficiation-Plants>

Encinas M. (2005). Proyecto de ampliación de la planta E.S.D.E del Grupo México. Cananea, Sonora. México. Memoria Convención: Tomo1 No. 25.  
<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STMC02605053.PDF>

Estrada H. y Gomez S. (2015). Utilización de Cribas Derrick en Sustitución de Hidrocilones como medio de clasificación. Memoria Convención No. 31

Eriez (Flotation Division). Cavitation tube sparging systems. 414-150-AHA.  
[https://www.eriezflotation.com/pdfs/CavTubeBrochure\\_FGB-103.pdf](https://www.eriezflotation.com/pdfs/CavTubeBrochure_FGB-103.pdf)

Eriez (Flotation Division). Hydrofloat separator. 1218-AHA.

<https://www.eriezflotation.com/pdfs/FGB105Hydrofloat.pdf>

Eriez (Flotation Division). Sparging systems for leaching. 1117-AHA-Web.

<https://www.eriezflotation.com/pdfs/EFD%20Oxygen%20Sparging%20for%20Gold%20Leaching%20316.pdf>

Eriez (Flotation Group). Advances flotation technology.

<https://www.eriezflotation.com/flotation/>

Espinosa L. (1975). *Teoría y prácticas de trituración y molienda*. 3ª ed. Convención

Nacional Asociación de Ingenieros de Minas, Metalurgista y Geólogos de México.

Comisión de Fomento Minero.

<http://www.ptolomeo.unam.mx:8080/xmlui/handle/132.248.52.100/1660>

Farr J. y Faber I. (2018). *Engineering economics of life cycle cost analysis*. CRC Press Taylor & Francis Group.

Ferree T. (1989). Spirals and Reichert cone circuits. Mineral processing. Society of Mining Engineers de la America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=229926&title=Spirals-and-Reichert-cone-circuits>

Filippov L., Filippova I. y Ancia A. (2012). HF-Free flotation method for feldspars separation from quartz. XXVI International Mineral Processing Congress (IMPC).

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=209088&title=HFFree-Flotation-Method-For-Feldspars-Separation-From-Quartz>

Finch J. y Dobby G. (1990). Flotation column scale-up and modelling. Bulletin. Canadian Institute of Mining Metallurgy and Petroleum.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=223923&title=Flotation-column-scaleup-and-modelling>

Fitch B. y Roberts J. (1985). Predicting size distribution in classifier products. Trans. AIME. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=37564&title=Predicting-Size-Distribution-in-Classifier-Products>

Flavel D. y Rowland A. (1981). Selecting circuits to prepare beneficiation circuit feed from primary crusher product. Transactions, Society of Mining Engineers, AIME. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=166583&title=Selecting-Circuits-To-Prepare-Beneficiation-Circuit-Feed-From-Primary-Crusher-Product>

FLSmidth Minerals (2008). FLSmidth Dorr-Oliver Eimco Flotation Technology. <https://pdf.directindustry.com/pdf/flsmidth-dorr-oliver-eimco/flotation-technology/62016-661075.html>

FLSmidth Minerals (2010). Flotation Technology. Rev. 07/2010.

FLSmidth Minerals. Reference Tables for Mineral Processing.

FLSmidth VXPmill.(2011).FLSmidth VXPmill. <https://flsmidth-prod-cdn.azureedge.net/-/media/brochures/brochures-products/milling-and-grinding/2000-2014/vxp-mill.pdf?rev=0a9a5341-71f3-4484-9252-fba0fc3dbf06>

FLSmisth Krebs. Manual de Instalación Operación y Mantenimiento. Batería de Hidrociclones.

Franco M. (1984). *Apuntes de Proyectos Minero Metalúrgicos*. Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México.

Free M. (2013). *Hydrometallurgy fundamentals and applications*. John Wiley & Sons.

Fuerstenau C. y Kenneth N. (2003). *Principles of mineral processing*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).

- Fuerstenau D. (1962). *Froth flotation 50 th. Anniversary Volumen I y II*. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Fuerstenau M. (1976). *Flotation*. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.
- Fuerstenau M., Jameson G. y Yoon R. (2007). *Froth flotation a century of innovation*. Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).
- Fuerstenau M., Miller J. y Kuhn M. (1985). *Chemistry of flotation*. American Institute of Mining and Petroleum Engineera, Inc. AIME.
- Fueyo L. (1999). *Equipos de trituración, molienda y clasificación*. 2a ed. Rocas y Minerales.
- Fuller Traylor, FFE Minerals. FLSmidth crushing.
- Futura Technologeis S.A.C. iCon Gold Recovery. Concentrador Gravímetro para oro.
- Garza E. (2014). Curso de Mineralogía de la Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Ingeniería (Inédito).
- Gaudin A. (1922). *Flotation*. McGraw –Hill.
- Gaudin A. (1939). *Principles of mineral dressing*. McGraw – Hill Boo.
- Gauldie K. (1954). The output of Gyratory Crusher. Engineering.
- GCTS. Rock Abrasiveness Apparatus. <https://www.gcts.com/product/cerchar-abrasiveness-test/>
- Gekko. Gekko Inline Spinner: Aun unsung hero. <https://www.gekkos.com/en/solutions/inline-spinner>
- Gentry D. y O'Neil T. (1984). Mine investment analysis. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).

Geometrica (Intelligent solutions for bulk storage). Brochure Geometrica Inc.

<https://www.geometrica.com/es/bulk-storage>

Gonzales A. (1977). Manual tecnológico del cemento. Editores Tecnicos Asociados, S.A.

Goodman R., Brown C. y Ritchie I. (1985). Advanced Gravity concentrators for improving metallurgical performance. Mineral and Metallurgical Processing. AIME

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=174596&title=Advanced-Gravity-Concentrators-For-Improving-Metallurgical-Performance>

Graley R., Kohmuench J., Yan E. y Christodoulou (2013). The application of the stackcell technology for fine coal recovery. Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232437&title=The-Application-of-the-Stackcell-Technology-for-Fine-Coal-Recovery>

Griffiths P. y Spry A. (2001). *Mineral resource and ore reserve estimation*. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy.

Gupta A. y Yan D. (2006). *Mineral processing design and operations*. 2a ed. Elsevier B.V.

Gupta C. (2003). *Chemical metallurgy*. WILEY – VCH.

Gupta C. y Muckherjee T. (1990). *Hydrometallurgy in extraction processes*. Taylor & Francis Group.

Guzmán L. y Rabanal C. (2013). Updated benavente correlation for estimating grinding media consumption rates. Processing Congress XXVII International Santiago. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=219208&title=Updated-benavente-correlation-for-estimating-grinding-media-consumption-rates>

Gyradisc Crusher Instruction Manual (1988). N°. 53201.

Gyradisc Crusher Instruction Manual, Nordberg (1988).

Gyradisc Crusher Instruction Manual, Nordberg. Milwaukee (1988).

Gyradisc Crusher Instruction, Renox (1988). 5001-11/84.

Gyrasphere Cruhser 48s (Telsmith).1/94.

Habashi F. (1971). Pressure hydrometallurgy: key to better and nonpolluting process. Eng. Min. J.

Habashi F. (2014). A new era in pressure hydrometallurgy. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. COM 2014 – Conference of Metallurgists Proceeding.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=220334&title=A-New-Era-in-Pressure-Hydrometallurgy>

Haldar (2013). *Mineral exploration: Principles and applications*. Elsevier.

Han Y., Lu Z., Yin W., Li Yy Li Q. (2010). Mechanism of modified sodium silicate on fluorite ore flotation. XXV International Mineral Processing Congress (IMPC).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=204558&title=Mechanism-of-Modified-Sodium-Silicate-on-Fluorite-Ore-Flotation>

Haque K. (1991). The Role of oxygen in cyanide leaching of gold ore. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. CIM Bulletin.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=223372&title=The-role-of-oxygen-in-cyanide-leaching-of-gold-ore>

Hara C., Swedburg K., Roy S. y Katchen J. (2015). Start –up and early optimization of the new afron concentrator. Canadian Institute of Mining Metallurgy and Petroleum.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232521&title=StartUp-and-Early-Optimization-of-the-New-Afton-Concentrator>

Harbort G. y Lawson V. y Reemeywe L. (2005). Applications of the Jameson Cell at the head of base metal flotation circuits. Centenary of Flotation Symposium.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=188806&title=Applications-of-the-Jameson-Cell-at-the-Head-of-Base-Metal-Flotation-Circuits>

Harbort G. y Monaghan A. (2003). Air and fluid dynamics within a Jameson Cell downcomer and its implications for bubble – particle contact in flotation. XXIII International Mineral Processing Congress.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=228690&title=Air-and-Fluid-Dynamics-Within-a-Jameson-Cell-Downcomer-and-Its-Implications-for-BubbleParticle-Contact-in-Flotation>

Harrys D. (1984). The Knelson concentrator applications in Australia. The Aus.I.M.M. Perth and Kalgoorlie Branches, Regional Conference on Gold- Mining, Metallurgical and Geology. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=195423&title=The-Knelson-Concentrator-Applications-in-Australia>

Haver & Boecker (2003). Industrial Wire Screens. P-27-E161. [https://www.weavingideas.com/fileadmin/01\\_Haver\\_Boecker/HB\\_Dokumente/P\\_56\\_E\\_SPECIFICATION\\_TABLES\\_FOR\\_INDUSTRIAL\\_WOVEN\\_WIRE\\_CLOTH\\_ges.pdf](https://www.weavingideas.com/fileadmin/01_Haver_Boecker/HB_Dokumente/P_56_E_SPECIFICATION_TABLES_FOR_INDUSTRIAL_WOVEN_WIRE_CLOTH_ges.pdf)

Havlík T. (2008). *Hydrometallurgy*. Principles and application. Cambridge International Science.

Hawley M. y Cuning J. (2017). *Guidelines for mine waste dump and stockpile design*. CSIRO Publishing and CRC PRESS.

Hazemag Secondary Impactors APS, APSM, APSH.

Heath J. y Murphy B. (2017). Flash flotation circuit design considerations. 49th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232600&title=Flash-Flotation-Circuit-Design-Considerations>

- Helland E. y Muri T. (2006). Drying technologies for mineral processing applications. *Metallurgical Plant Design and Operating Strategies (MePlant 2006)*.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=187639&title=Dry-Particle-Separation%C3%B9A-Contribution-to-Sustainable-Processing>
- Hinde A. L. y Kalala T. J. (2008). Pilot and laboratory test procedures for the design of semiautogenous grinding circuit treating platinum ores. Third International Platinum Conference, The Southern African Institute of Mining and Metallurgy. Paper 58.
- Hocheng H., Chakanka M. y Jadhav U. (2018). *Biohydrometallurgical recycling of metals from industrial wastes*. Taylor & Francis Group.
- Hokaner R. y Forrest W. (2003). *Advances in Gravity Concentration*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration
- Holloway M., Nwaoha C. y Onyewuenyi O. (2012). *Process plant equipment operation, control and reliability*. John Wiley & Sons, Inc.
- Horomill Fives FCB (2015). Horomill the sustainable grinding mill par excellence.
- Howat D.D. y Vermeulen L.A. (1986). The design of lining for rotary mills: a major factor in the throughput and consumption of energy and metal. *Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy*. The South African Institute of Mining and Metallurgy.
- Hu Y., Sun W. y Wang D. (2009). *Electrochemistry of flotation of Sulphide minerals*. Springer.
- Huezo J. J. (1992). Concentración de óxidos de hierro por flotación en columna y celda convencional a partir de un pre-concentrado magnético (Tesis para obtener el título de



ingeniero de minas y metalurgia). Universidad Nacional Autónoma de México.  
<http://132.248.9.195/pmig2017/0185508/Index.html>

Hustrulid W., Kuchta M. y Martin R. (2013). *Open Pit Mine Planning & Design Vol. I Fundamentals*. 3a ed. CRC Press Taylor & Francis Group.

Hustrulid W.A. (1982). *Underground mining methods handbook*. Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).

Huynh L., Araya R., Seaman D., Harbort G. y Munro P. (2014). Improved cleaner circuit design for better performance using the Jameson Cell. 12th Ausimm Mill Operator's Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=221935&title=Improved-Cleaner-Circuit-Design-for-Better-Performance-Using-the-Jameson-Cell>

Hydrocone Línea Faco, Allis – Chalmers (1994) N° 0778-8.

Jackson H. (1984). The use of Mogensen sizers in the coal industry. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy. Symposium on Coal and Mineral Sizing. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=193969&title=The-Use-of-Mogensen-Sizers-in-The-Coal-Industry>

Jankovic, Clarke y Valery (2016). Design and implementation of an AVC grinding circuit at BHP Billinton Cannington. Department of Mining Engineering University of British Columbia. 4th International Conference on Autogenous and Semiautogenous Grinding Technology. DOI: 9780888/865814208886581141

Jeglic M. (1986). Dust control chemicals in the mining industry. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc.

(AIME).<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=9711&title=Dust-Control-Chemicals-in-the-Mining-Industry>

Jenike A. (1966). Storage and flow of solids. Mining Engineers. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).

Jenike A. (1968). Handling bulk materials from bins. Mining Engineers. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=36690&title=Handling-Bulk-Materials-From-Bins--Principles-Of-Flow-Of-Solids-In-Bins>

Johnson Screens (2017). Industrial screens. Aqseptence Group.  
<https://www.aqseptence.com/app/en/business-areas/industrial-screens-johnson-screens/>

Jones T. y Barer P. (2007). Efficient enhanced gravity separation using the Kesley Centrifugal Jig. 39th Annual Meeting of the Canadian Processors.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232230>

Jones T. y Foster A. (2010). Smarter gravity separation using The Kesley Centrifugal Jig. XXV International Mineral Processing Congress. Australia.  
[https://mineraltechnologies.com/resources?contentbuilder\\_download\\_file=1d8c155b85ae7e88f08d94c539c63a16ef085808&contentbuilder\\_download\\_file=e5c63ee210fc978afbfff1dde025ef65c93dda55](https://mineraltechnologies.com/resources?contentbuilder_download_file=1d8c155b85ae7e88f08d94c539c63a16ef085808&contentbuilder_download_file=e5c63ee210fc978afbfff1dde025ef65c93dda55)

Karassik I. J., Messina J. P., Copper P. y Heald C. C. (2001). *Pump handbook*. 3a ed. McGraw-Hill.

- Karimi S., Ghahreman A. y Rashchi F.. (2019). Electrochemical Kinetics of Ferric/Ferrous Reduction – Oxidation on Sphalerite. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=236825&title=Electrochemical-Kinetics-of-FerricFerrous-ReductionOxidation-on-Sphalerite>
- Kawatra K. y Carlson (2014). *Beneficiation of phosphate ore*. Society for Mining, Metallurgy & Exploration (SME).
- Kawatra K.S. (2006). *Advances in comminution*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc (SME).
- Kennedy B.A. (1990). *Surface Mining*. 2ª ed. Society for Mining Metallurgy and Exploration, Inc. (SME)
- Kelly E. y Spottiswood J. (1990). *Introducción al procesamiento de minerales*. Limusa.
- Khoshjavan S. y Rezai B. (2011). Beneficiation of refractory rock phosphate by calcination and flotation. *Minerals & Metallurgical Processing*. 28 (4).  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=206911&title=Beneficiation-Of-Refractory-Rock-Phosphate-By-Calcination-And-Flotation>
- King R. (2001). *Modelling and simulation of mineral processing systems*. Society for Mining Metallurgy and Exploration Inc. (SME).
- Kjos D.M. (1986). Semiautogenous mill liners: Designs, alloys, and maintenance procedures. *Mineral and Metallurgical Processing*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=176969&title=Semiautogenous-Mill-Liners-Designs-Alloys-And-Maintenance-Procedures>
- Klein C. y Dutrow B. (2002). *The manual of mineral science*. 22a ed. John Wiley & Sons.
- Klein C. y Dutrow B. (2007). *The manual mineral science*. 23a ed. John Wiley & Sons.

- Klein C. y Phipotts A. (2013). *Earth materials introduction to mineralogy and petrology*. Cambridge University Press.
- Klepper R., Laros T. y Schonbrunn F. (1988). Deep parte thickening sytems. Minefill'98.
- Klima M. S., Arnold B.J. y Bethell P. J. (2012). *Challenges in fine coal processing, dewatering and disposal*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Knelson (2018) Semi – Continuous Knelson Concentrators.
- Knelson B. V. (1989). Centrifugal concentration and separation of presious metals. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Annual. Meeting. Society of Mining Engineers.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=231542&title=Ce> ntrifugal-Concentration-and-Separation-of-Precious-Ores
- Knoll F. y Taylor J. (1985). *Advances in electrostatic separation. Mineral and Metallurgical Processing*. Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Kogel E., Trivedi N., Barker J., y Krukowski S. (2006). *Industrial minerals & rocks*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME).
- Kohmuench J. y Luttrell G. (2000). Coarse particle concentration using the hydrofloat separator. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=37817&title=Coarse-Particle-Concentration-Using-The-Hydrofloat-Separator>
- Krebs Engineers. Ciclones Krebs para la industria de la minería. CA 94025-9928.
- Kynch G. (1952). A theory of sedimentation. Trans. Faraday 48: 166-176.Doi:20.1039/TF97167FP001
- Lamberg P. y Bernal L. (2009). Modeling and simulation of SkimAir flash flotation as part of grinding – flotation circuit- case study in Esperanza Chile. 41st Annual Meeting of

the Canadian Mineral Processors. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232314&title=Modeling-and-Simulation-of-SkimAirFlash-Flotation-as-a-Part-of-GrindingFlotation-Circuit--Case-Study-in-Esperanza-Chile>

Lampke J. y Meltke K. (2012). Systematization of the influences on pelletizing. International Mineral Processing Congress.

Lane G., Foggiatto B., Braum R., Bueno M. y Staples P. (2016). Comminution circuit design considerations. XXVII International Mineral Processing Congress Proceedings.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=227252&title=Comminution-Circuit-Design-Considerations>

Lange T. y Venter P. (1987). The use of simulation tromp partition curves in developing the flowsheet of plant extensions at Grootegeluk coal mine. SAIMM.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=154503&title=The-Use-of-Simulation-Tromp-Partition-Curves-in-Developing-the-Flowsheet-of-Plant-Extensions-at-Grootegeluk-Coal-Mine>

Lahtinen M., Svens K., Haakana T. y Lentinen L. (2008). Zinc Plant Expansion by Outotec Direct Leaching Process. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=219993&title=Zinc-Plant-Expansion-by-Outotec-Direct-Leaching-Process>

Laplante A. R. (2000). Centrifuge units for gravity separation – an update. Annual Meeting of the Canadian Processors. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=231991&title=Centrifuge-Units-for-Gravity-Separation--An-Update>

- Latchireddi S. (2014). Improving AG/SAG mill performance with optimized pulp discharge design. International Mineral Processing Congress.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=215784&title=Improving-AGSAG-Mill-Performance-with-Optimised-Pulp-Discharger-Design>
- Latchireddi S. R. y Morrel S. (1997). A new design of pulp lifter for grate discharge mills. Sixth Mill Operators Conference. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=192108&title=A-New-Design-of-Pulp-Lifter-for-Grate-Discharge-Mills>
- Latva-Kokko M. y Riihimäki T. (2012). Effect of pressure in leaching of low grade Sulphide ore at ambient temperature – development of hydrostatic pressure reactor. Proceedings of the 42nd Annual Hydrometallurgy Meeting. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=242754&title=Effect-of-Pressure-in-Leaching-of-Low-Grade-Sulphide-Ore-at-Ambient-Temperature--Development-of-Hydrostatic-Pressure-Reactor>
- Lawver J. y Funk R. (1970). High – tension electrostatic separation for making iron ore Superconcentrates. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=33196&title=High-Tension-Electrostatic-Separation-For-Making-Iron-Ore-Superconcentrates>
- Leja J. (1982). *Surface chemistry of froth flotation*. Springer.
- Leonard W. (1991). *Coal preparation*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc.
- Li C., Gao Z., Sun W. y Hu Y. (2018). Tune the morphology and surface physicochemical property of fluorite particle by grinding media: A new perspective of exposure degree of crystal surfaces. Organization: International Mineral Processing Congress.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=243558&title=Tune-the-Morphology-and-Surface-Physicochemical-Property-of-Fluorite-Particles-by-Grinding-Media-A-New-Perspective-of-Exposure-Degree-of-Crystal-Surfaces>

Lind P., Tomlinson M. y Awmack. (2018). Organic carbon mitigation at Peñasquito. 50th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=237029&title=Organic-Carbon-Mitigation-at-Pe%C3%B1asquito>

Liu Ruiyue, Shi Boqiang y Li Guoguang (2018). Influence of operating conditions and crushing chamber on energy consumption of cone crusher. Artículo de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Ciencias y Tecnología de Beijing.

Luqman M. (2012). *Ion exchange technology: theory and materials*. Springer.

Luttrell G. , Kohmuench J. y Mankosa M. (2004). Optimization of magnetic separator circuit configurations. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=38430&title=Optimization-Of-Magnetic-Separator-Circuit-Configurations>

Lynch A. (1977). *Mineral crushing and grinding Circuits: Their simulation, optimization, design and control*. Elsevier Scientific.

MacQuiston F. y Shoemaker R. (1978). *Primary Crushing Plant Design*. Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum Engineers Inc.

Malhotra D., Taylor P., Spiller E., y LeVier M. (2009). *Recent advances in mineral processing plant design*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc.

- Mankosa M. , Chrisdoulou L., Yan E., Kohmuech J. y Luttrell G. (2016). High – intensity ultrafine sulfide flotation using The Eriez StackCell technology. SME Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=235606&title=HighIntensity-Ultrafine-Sulfide-Flotation-using-the-Eriez-StackcellTM-Technology>
- Manual Derrick Corporation (2015). Fine Screening 9/18.
- Manual HEXADUR. High pressure grinding, Köppern- Specialist in High Pressure Comminution.
- Marcy Corporation. (1966). Catalog 101-B Ball and Rod Mill.
- Marsden J. y House C. (2009). The chemistry of gold extraction. 2a. ed. Society for Mining, Metallurgy and Exploration (SME).
- Mathewson D., Norris R. y Dunne M. (2006). Cost – effective dry screening, dewatering and water treatment. Green Processing Conference. Newcastle.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=189211&title=CostEffective-Dry-Screening-Dewatering-and-Water-Treatment>
- Matthew D. y Cleary P. (2015). Simulation of particles flows and Breakage in Crusher Using DEM. Minerals Engineering (74). <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2014.11.017>
- Maxwell P. y Guj P. (2006). *Australian mineral economics - a survey of important issues*. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy.
- MBE (2011). MBE Coal & Mineral Technology CMBH. Jigging Technology Brochure.
- McLanahan Corporation. Double Roll Crusher (2000). <https://www.mclanahan.com/resource-library/double-roll-crusher-brochure>
- McLanahan Corporation. Quadroll Crushers (2000). <https://www.mclanahan.com/resource-library/quad-roll-crusher-brochure>



McLanahan Corporation. Single Roll Crusher (2000).

<https://www.mclanahan.com/products/single-roll-crushers>

McLanahan Corporation. Triple Roll Crusher (2000).

<https://www.mclanahan.com/products/triple-roll-crushers>

McNichols Co. (2020). Wire Mesh.

file:///C:/Users/Public/Pictures/Sample%20Pictures/descarga/2020\_MCN-MASCAT%20cribas.pdf

Mendoze Blackaller Roberto. (1973). Proyecto Peña Colorada. IX Convención Nacional de la Asociación de Ingenieros de Minas, Metalurgistas y Geólogos de México.

<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE06173004.PDF>

Menéndez et al. (2007). Optimization of Multigravity Separation for Recovery of ultrafine coal. *Mineral & Metallurgical Processing*.

Merkus H. y Meesters G. (2016). *Production handling and characterization of particulate. particle technology series*. Springer International.

Metso : Outotec (2021). Grinding Mills. <https://www.mogroup.com/mining/grinding/>

Metso Minerals (2012). Separación magnética de alto gradient HGMS continuo. Brochure No. 1630 – 07 -11 ESBL/Sala.

Metso Minerals (2014). Crushing and screening handbook. Brochure No. 2051-02-14.

<https://www.mogroup.com/insights/e-books/crushing-and-screening-handbook/?r=1>

Metso Minerals (2015). Filtro de Prensa VPA. No. 1129-10-15.

<https://www.metso.com/es/productos/filters-/filtros-de-presion-de-lamina-vertical-vpa/>

- Metso Minerals (2015).DR Flotation Machines. No. 1885-11-11-ESBL.  
<https://www.911metallurgist.com/blog/wp-content/uploads/2015/02/DR-Flotation-Cells-Machines-brochure.pdf>
- Metso Minerals ,Varios Marketing Information(2007)
- Metso Minerals ,Varios Marketing Information(2010)
- Metso Minerals Corporation. Barmac B- Series VSI. Finlandia (2013).  
<https://www.mogroup.com/portfolio/barmac-b-series/>
- Metso Minerals Corporation. Impactor de eje vertical Barmac Serie B (2004).
- Metso minerals Gyrotory Crushers Superior (2003).
- Metso Minerals Industries, Inc. Rod Mills Pennsylvania 2060 02-02.
- Metso Minerals Industries, Inc. Vertimill Grinding Mills & Stirred Media Detritor. 2357-10
- Metso Minerals Industries. Serie HRC (2013).
- Metso Minerals. Trituradoras de cono serie GP (2011).
- Metso. Mining Screens, Metso Corporation (2353-03-10).
- Meulendy M.J. y Purdue J.D. (1989). Wear of grinding media in the mineral processing industry: An overview.Mineral and Metallurgical Processing. SME Annual Meeting.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=3237&title=Wear-of-grinding-media-in-the-mineral-processing-industry-An-overview>
- Millard L. (1959). Stockpiling. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=34665&title=Stockpiling--Purposes--Methods--Tools>
- Miller J., Wang X. y Li M. (2000). Recent development of advanced flotation strategies for Florida phosphate. SME Annual Meeting.

- <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=37778&title=Recent-Development-Of-Advanced-Flotation-Strategies-For-Florida-Phosphate-Resources>
- Miller M. (1979). Stockpiling and reclaiming systems in mill design. Society of Mining Engineers de la America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=166246&title=Stockpiling-And-Reclaiming-Systems-In-Mill-Design>
- Miller R. y Miller R. M. (2004). *Pumps and hydraulics*. Wiley Publishing.
- Mineral Deposit Limited. Gemini Mineral Concentrating Table.
- Mineral Technologies. Gemeni Table MT-DS-014.
- Mineral Technologies. Kesley – Centrifugal Jig (2017).
- Markworth L. y Ören E. (2009). Pneumatic flotation as key for the ultra fines flotation for different ores and minerals. 41st Annual Meeting of the Canadian Mineral Processors. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232318&title=Pneumatic-Flotation-as-Key-for-the-Ultra-Fine-Flotation-of-Different-Ores-and-Minerals>
- Mogensen Allgaier – Group (2014). Mogensen Sizer.
- Moore J., Boyce E. y Brooks M. (1981). *Chemical metallurgy*. British Library Cataloguing.
- Morales A. (1983). Como determinar el tamaño de una planta de beneficio para un depósito Minero, Geomimet (125). <http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE12583003.PDF>
- Moreno J. (1987). Explotación del Bloque 12-550 de la Mina San Martín, Zacatecas (Tesis para obtener el título de ingeniero de minas y metalurgista). Universidad Nacional Autónoma de México. <http://132.248.9.195/pmig2018/0031574/Index.html>

- Morrell S. y Latchireddi S. (2001). The operation and interaction of grates and pulp lifter in autogenous and semi-autogenous mills. *The AusIMM Proceedings* 06 (1).  
<https://www.smctestesting.com/about/publications/the-operation-and-interaction-of-grates-and-pulp-lifters-in-autogenous-and-semi-autogenous-mills>
- Morrell S. y Stephenson I. (1966). Slurry discharge capacity of autogenous and semi-autogenous mills and the effect of grate design. *International Journal of Mineral Processing* 46, 53 -72. [https://doi.org/10.1016/0301-7516\(95\)00060-7](https://doi.org/10.1016/0301-7516(95)00060-7)
- Morrison D. y Richardson M. (2002). JKSimMet: A simulator for analysis optimisation and design of comminution circuits. *Mineral Processing Plant Design Practice and Control. Society of Mining, Metallurgy and Exploration (SME)*.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=190218&title=JK-Drop-Weight-Parameters--A-Statistical-Analysis-of-their-Accuracy-and-Precision-and-the-Effect-on-SAG-Mill-Comminution-Circuit-Simulation>
- Morrow R. y Sepulveda J.E. (2014). Moly-Cop Tools applications for the assessment grinding media performance at full industrial scale. 46th Annual Canadian Mineral. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232492&title=MolyCop-Tools-Applications-for-the-Assessment-of-Grinding-Media-Performance-at-Full-Industrial-Scale>
- Mujumdar A. (2015). *Handbook of industrial drying*. 4a ed. Taylor & Francis Group.
- Mular A. & Jergensen V. (1982). *Design and installation of comminution circuits*. Society of Mining Engineers on the American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, Inc. (AIME).

- Mular A. L. & Bhappu R.B. (1978). *Mineral processing plant design*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).
- Mular A. L. y Anderson M. A (1986). *Design and installation of concentration and dewatering circuit*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).
- Mular A. L., Halbe D. N., Barratt D. J. (2002). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*. 2a ed. Society for Mining, Metallurgical and Exploration Inc. (SME).
- Mular A. y Poulin R. (1998). *CAPCOSTS A Handbook for estimating mining and mineral processing equipment costs and capital expenditures and aiding mineral project evaluations*. Canadian Mineral Processors Division of Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.
- Nageswararao K. (1995). A General Model for Hydrocyclone Classifiers. AusIMM
- Napier – Munn T., Morrell S., Morrison R. y Kojovic T. (1996). *Mineral comminution circuits their operations and optimization*. JKMRRC Monograph Series in Mining and Mineral Processing.
- Nazari G., Dixon D. y Dreisinger D. (2012). The mechanism of chalcopirite leaching in acid ferric/ferrous sulfate media in the presence of silver – enhanced pyrite. 51 th Annual Conference of Metallurgist of Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=242759&title=The-Mechanism-of-Chalcopirite-Leaching-in-Acidic-FerricFerrous-Sulfate-Media-in-the-Presence-of-SilverEnhanced-Pyrite>

- Neale A.J. y Edwards R.P. (1994). A practical approach to the automatic control of autogenous and semiautogenous grinding circuits. Society for Mining, Metallurgical and Exploration. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=176129&title=A-Practical-Approach-To-The-Automatic-Control-Of-Autogenous-And-Semiautogenous-Grinding-Circuits>
- Newcombe B., Bradshaw D. y Wightman E. (2012). Into the belly of the flash insights into the mechanism at work within a flash flotation cell. 11th Mill Operator's Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=215376&title=Into-the-Belly-of-the-Flash%3%A0Insights-into-the-Mechanisms-at-Work-Within-a-Flash-Flotation-Cell>
- Nielsen B. , Lehto H. y Musuku B. (2016). Design, installation, commissioning and operation of fine grinding technology at the Kevitsa Mine. 13<sup>th</sup> AUSIMM Mill Operators' Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=234728&title=Design-Installation-Commissioning-and-Operation-of-Fine-Grinding-Technology-at-the-Kevitsa-Mine>
- Nikkhan K. y Anderson C. (Andritz Automation). Role of simulation software in design and operation of metallurgical plants: A study. <https://www.andritz.com/resource/blob/14794/3d282780924827727a1efc8a5953f0dc/aa-automation-simulation-metallurgical-plants-data.pdf>
- Nirlipta P. y Pal B. (2013). Separation of Iron Ore Fine in Kesley Centrifugal Jig. Journal of Mineral Characterization and Engineering Vol. 1 No. 3
- Nordberg (1993). Reference Manual. 4a ed. Nordberg Group Company.
- Nordberg Machinery (1983). Instructions for Symons Cone Crusher M – 502B.
- Nordberg Machinery (1983). Instructions for Symons Cone Crusher M – 502B.

Nordberg Process Machinery (1971). Grinding Mills Ball, Rod and Pebble. Nordberg Divison

Nordberg Process Machinery.(1971).Grinding Mills, Bulletin 463.

Nordberg Symons Cone Crusher, Armco Chile Procemin (1994).

Nordberg Symons Cone Crusher. Armco Chile Procemin (1994).

Norrgran D. (2009). Magnetic liners increase productivity, reduce energy consumption in iron ore grinding mills. Mining Engineering. Society for Mining, Metallurgical and Exploration.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=152170&title=Magnetic-Liners-Increase-Productivity-Reduce-Energy-Consumption-In-Iron-Ore-Grinding-Mills>

Ntsele C. y Allen J.(2012).Technology selection of stirred mills for energy efficiency in primary and regrinding applications for the platinum industry. The Southern African Institute of Mining and Metallurgy.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=206483&title=Technology-Selection-Of-Stirred-Mills-For-Energy-Efficiency-In-Primary-And-Regrinding-Applications-For-The-Platinum-Industry>

Oliazadeh M. y Ghareman A. (2019). Gold recovery improvement in heap leaching operations. 51st. Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=242894&title=Gold-Recovery-Improvement-in-Heap-Leaching-Operations>

Outotec (2011). Flotation Technologies.

Outotec (2015). Larox PF Filter.

Outotec (2017). Flotation ColumnCells.

Outotec (2018) FloatForce (2018).

Outotec Flotation (2017). Skimair Flash Flotation Unit.

Outotec. (2013). Grinding Technologies.

Outotec. (2015). Outotec HIGmill. Outotec technology for fine and ultra-fine grinding in mineral processing.

Packard C. (1964). Stockpile designs for unit train loading. Mining Engineering. Society of Mining Engineers de la America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=35943&title=Stockpile-Designs-For-Unit-Train-Loadings>

Palmer E., Dixon S. y Meadows D. (2012). An update of the sag milling operation at the Peñasquito Mine located in the Zacatecas. Canadian Institute Mining, Metallurgy and Petroleum.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=222355&title=An-Update-of-the-SAG-Milling-Operation-at-the-Pe%C3%B1asquito-Mine-Located-in-the-Zacatecas-State-Mexico>

Parekh B. y Miller J. (1999). *Advances in flotation technology*. Society for Mining, Metallurgy y Exploration (SME).

Park C. (2004). *Fundamentals of engineering economics*. Pearson Education Inc.

Peele R. (1927). *Mining engineers handbook*. 2a ed. John Wiley and Sons.

Pennsylvania Crusher Company. (2003). Handbook of Crushing.

Pennsylvania Crusher. Bradford Breakers (2014).

Pierre B. (1977). *El Beneficio de los minerales*. Rocas y Minerales.

Polycorp. (2019). Revestimientos para molino y sistemas de descarga diseñados para ofrecer un alto rendimiento.

Pool T. (2000). In situ leaching of uranium: history, technology and economics. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).



- <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=37801&title=In-Situ-Leaching-Of-Uranium-History-Technology-And-Economics>
- Prado E. (1961). productividad en la industria minera (316-328). Memoria Convención 1-(4). <http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STMC00461017.PDF>
- Pryor E.J. (1985). *Mineral processing*. 3a ed. Elsevier.
- Pfeleider E. (1968). *Surface Mining*. Mudd Memorial Fund. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. AIME.
- Puell J. y Tenorio V. (2019). methodology for dump design optimization. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME). <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=242999&title=Methodology-for-a-Dump-Design-Optimization>
- Putland B. (2006). Comminution circuit selection – key drivers and circuit limitations. Conference Proceedings Vancouver: Mining and Mineral Process Engineering, University of British Columbia 2 (8). <https://orway.com.au/wp-content/uploads/2015/10/Technical-ComminutionCircuitSelection.pdf>
- Putland B. , Kock F. y Siddall L. (2011). Single stage SAG/AG milling design. Conference Processing Vancouver. Mining and Mineral Process Engineering University of British Columbia. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=214425&title=Single-Stage-SAGAG-Milling-Design>
- Putland B. y Siddall L. (2007). Process design and implementation techniques for secondary crushing to increase milling capacity. SME Annual Meeting 2007. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=39773&title=Process-Design-And-Implementation-Techniques-For-Secondary-Crushing-To-Increase-Milling-Capacity>

- Rajamani R.K. y Mishra B.K.(2001). Three dimensional simulation of charge motion in plant size SAG mills. Proceeding SAG Vol. 4.
- Ramírez J. y Hernández L. (1996). Flotación selectiva de sulfuros complejos en minera Tizapa.Geomimet.<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE20096002.PDF>
- Ramsaywok P., Maluleke O. y Grobler J. (2011). Influence of saline water on electrostatic / high tension separation. 8<sup>th</sup> International Heavy Minerals Conference. Sudáfrica. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=207740&title=Influence-of-Saline-Water-on-ElectrostaticHigh-Tension-Separation>
- Rankin W. (1984). Is extractive metallurgy a branch of chemical engineering?. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy. Symposium on Extractive Metallurgy.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=192978&title=Is-Extractive-Metallurgy-a-Branch-of-Chemical-Engineering>
- Rao D.V (2011). *Mineral beneficiation a concise basic course*. CRC Press Taylor & Francis.
- Rao Subba D.V (2016). *Minerals and coal process calculations*. CRC Press Taylor & Francis.
- Rawling D. y Johnson B. (2007). *Biomining*. Springer.
- Rendu J. (2017). *Risk management in evaluating mineral deposit*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME)
- Rogers R. y Kenneth B. (1985). High frequency screens versus hydrocyclones for closed circuit fine grinding. Society of Mining Engineers of AIME. 85 - 142. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=176826&title=High-Frequency-Screens-Versus-Hydrocyclones-For-Closed-Circuit-Fine-Grinding>

- Rohwerder T. Genrke K., Kinzler K. y Sand W. (2003) Bioleaching review: Progress applied microbiology and biotechnology.
- Romero D. y Romero J. (1989). Electrostatic separation circuits. operation and maintenance in mineral processing plants. Canadian of Mining, Metallurgy and Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=229931&title=Electrostatic-separation-circuits>
- Romero J. J., Saltijeral F. S. (1995). Desarrollo de reactivo para incrementar la recuperación de molibdeno en concentradora La Caridad. Memoria Convención 1(21). <http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STMC02195067.PDF>
- Rosario P., Grundy M. y Hall R. (2010). Some approaches to high – tonnage comminutions. Society for Mining, Metallurgy and Exploration Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=169972&title=Some-Approaches-To-HighTonnage-Comminution>
- Rose E. y English E. (1967). Theoretical analysis of the performance of jaw crusher. Transactions IMM.
- Rose E. y Sullivan E. (1961). Vibration mills and vibration milling. Universidad de Wisconsin – Madison.
- Rowland C. (1984). Testing for the selection of comminution circuits to prepare concentration feed. selection of comminution circuits. AusiMM. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=199397&title=Testing-for-the-Selection-of-Comminution-Circuits-to-Prepare-Concentration-Feed>
- Rowland C.A. (1972). Grinding calculation related to the application of large rod and ball mills. The American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=230093&title=Grinding-Calculations-Related-to-the-Application-of-Large-Rod-and-Ball-Mills>

Rowland C.A. (1988). Using the Bond Work Index to measure operating comminution efficiency. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration (SME).

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=177631&title=Using-The-Bond-Work-Index-To-Measure-Operating-Comminution-Efficiency>

Royston D. (1999). Liner design for improved sag mill performance. AusIMM Metallurgy. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=189939&title=Liner-Design-for-Improved-SAG-Mill-Performance>

Ruiyue L., Boqiang S. y Guoguang L. (2018). Influence of operating conditions and crushing chamber on energy consumption of cone crusher. Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Ciencias y Tecnología de Beijing.

Rule C. (2011). Stirred milling at Anglo American Platinum. SAG 2011 Conference Proceeding. Vancouver: Mining and Mineral Process Engineering, University British Columbia. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=214443&title=Stirred-Milling-at-Anglo-American-Platinum>

Runge I. (1998). *Mining economics and strategy*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc. (SME).

Rushton A., Ward A. y Holdich R. (1996). *Solid – Liquid filtration and separation technology*. Wiley – VCH.

Rydberg J., Cox M., Musikas C. y Choppin G. (2004). *Solvent extraction principles and practice*. Taylor & Francis Group.

Sala International AB (1973). *Cátalogo Sala Mill*.

Sánchez H. y Gómez S. (2015). Utilización de Cribas Derrick en sustitución de hidrociclones como medio de clasificación. Memoria Convención Internacional de Minería XXXI.

<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STMC03115041.PDF>

Sandvik (2016). Rock Processing Guide 2016.

Sandvik Rock Processing, Hydrocone Crusher. Svedala (2014).

<https://www.rocktechnology.sandvik/es-la/productos/trituradoras-y-cribas-m%C3%B3viles/trituradoras-de-cono-m%C3%B3viles/trituradora-hydrocone-m%C3%B3vilqh332/>

Sandvik (2009). Jaw Crusher. B222 100 EN.

<https://www.rocktechnology.sandvik/en/products/stationary-crushers-and-screens/stationary-jaw-crushers/>

Sandvik (2015). Cone Crusher Rock Processing.

Sargent D. y Subasinghe G. K. N. (2006). Selecting optimal conditions for Knelson concentrators. Metallurgical Plant Design and Operating Strategies ( MePlant 2006).

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=189279&title=Selecting-Optimal-Operating-Conditions-for-Knelson-Concentrators>

Sbárbaro D. y Del Villar R. (2010). *Advanced control and supervision of mineral processing plants*. Springer Science.

Schlesinger M., King M., Sole K. y Davenport W. (2011). *Extractive metallurgy of copper*. 5<sup>a</sup> ed. Elsevier.

Schwarz S. y Richardson J. (2013). Modelling and simulation of mineral processing circuits using JKSimMet and JKSimFloat. SME Annual Meeting.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=208563&title=Modeling->

And-Simulation-Of-Mineral-Processing-Circuits-Using-JKSIMMET-And-  
JKSIMFLOAT

Segura J. (2009). Problemas de procesamiento de minerales. Universidad Nacional de Trujillo.

Sepro Mineral Systems Corp. (2018). Falcon continuous (C) concentrators  
[https://minerals.seprosystems.com/wp-content/uploads/2019/09/Falcon\\_C\\_Concentrator\\_2018-1-1.pdf](https://minerals.seprosystems.com/wp-content/uploads/2019/09/Falcon_C_Concentrator_2018-1-1.pdf)

Sepro Mineral Systems Corp. (2018). Falcon semi - batch (SB) concentrators.  
[https://minerals.seprosystems.com/wp-content/uploads/2019/09/Falcon\\_SB\\_Concentrator\\_2018-1-1.pdf](https://minerals.seprosystems.com/wp-content/uploads/2019/09/Falcon_SB_Concentrator_2018-1-1.pdf)

Sepro Mineral Systems Corp. (2018). Falcon ultra-Fine (UF) concentrators  
[https://minerals.seprosystems.com/wp-content/uploads/2019/09/Falcon\\_SB\\_Concentrator\\_2018-1-1.pdf](https://minerals.seprosystems.com/wp-content/uploads/2019/09/Falcon_SB_Concentrator_2018-1-1.pdf)

Sepúlveda J. (1993). Un análisis crítico del proceso de molienda/clasificación. Control International Inc.

Sepulveda J.E. y Morrow R. (2014). Moly-Cop Tools applications for the assessment of grinding media performance at full industrial scale. Moly-Cop.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232492&title=MolyCop-Tools-Applications-for-the-Assessment-of-Grinding-Media-Performance-at-Full-Industrial-Scale>

Serway R. y Jewett J. (2008). *Física para ciencias e ingeniería* Vol. 1. CENGAGE Learning.

Shairp S. (2012). Role and behaviour of copper in HBMS'S zinc pressure leach plant. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=220000&title=Role-and-Behaviour-of-Copper-in-HBMSs-Zinc-Pressure-Leach-Plant>

Shall H. , Moudgil B. y Wiegel R. (1993). *Beneficiation of phosphate: theory and practice*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration.

Shaw D., Arnold S. y Illescas J. (2013). Ion exchange as a primary production technique in hydrometallurgy. SME Annual Meeting. Society for Mining, Metallurgy and Exploration.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=208549&title=ION-Exchange-As-A-Primary-Production-Technique-In-Hydrometallurgy>

Siddall B. y Putland B. (2007). Process design and implementation techniques for secondary crushing to increase milling capacity. SME Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=39773&title=Process-Design-And-Implementation-Techniques-For-Secondary-Crushing-To-Increase-Milling-Capacity>

Siliezar J., Whebell T., Perkins T., Law H. y Scobie P. (2014). From magnetite to calcopirite – a story of versatility and efficiency at Glencore’s Ernest Henry mining operation. 12th AUSIMM Mill Operator’s Conference.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=221929&title=From-Magnetite-to-Chalcopyrite--A-Story-of-Versatility-and-Efficiency-at-Glencores-Ernest-Henry-MiningOperation>

Silva. (1986). *Placer gold*. Special Publicaton 87. California Department of Conservation.

Sinclair L. (2015). Test work and geochemical modelling for copper in situ leaching. COM 2015. The Conference of Metallurgists AMCAA. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum.

<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=221708&title=Test-Work-and-Geochemical-Modeling-for-Copper-in-Situ-Leaching>

Sinclair R. (2009). *The Extractive metallurgy of lead*. The Australasian Institute of Mining and Metallurgy.

Sing R. (2017). *Principles and applications of environmental biotechnology for a sustainable future*. Springer Science.

Skoog D., West D., Holler J., y Crouch S. (2014) *Fundamentals of analytical chemistry*. Brooks/Cole Cengage Learning.

Slottee S., McDonald C. y Schreiber H. (2003). Application and design of deep cone paste thickener systems for tailings disposal. SME Annual Meeting.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=38322&title=Application-And-Design-Of-Deep-Cone-Paste-Thickener-Systems-For-Tailings-Disposal>

Smith J., Lin D., Brigitte L. y Anderson G. (2008). Removal of organical carbon with a Jameson Cell at Red Dog Mine. Canadian Institute of Mining, Metallurgy.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232288&title=Removal-of-Organic-Carbon-with-a-Jameson-Cell-at-Red-Dog-Mine>

Snoby R.J. y Grotjohann P. (1999). Allflux Separator- a new way to process heavy minerals. *Minerals & Metallurgical Processing* 16 (2).

Somasundaran (1986). *Advances in mineral processing: A Half – century of profess in application of theory to practice*. Society of Mining Engineers of the America Institute of Mining , Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc , AIME.

Somasundaran P. (1980). *Fine particles processing*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration - Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc (AIME).



- Somasundaran y Wang (2006). *Solution chemistry minerals and reagents*. Series Editor: B.A. Wills. Elsevier.
- Stanley G.G. (1987). *The extractive metallurgy of gold in South Africa*. Vol. 1. Southern Africa Institute of Mining and Metallurgy.
- Steinberg M., Graham T. y Gerards (2015). Recovery of iron ore fines and ultrafines from tailings by using wet high – intensity magnetic separation Jones WHIMS. Iron Ore Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=228090&title=Recovery-of-Iron-Ore-Fines-and-Ultrafines-from-Tailings-by-Using-Wet-Highintensity-Magnetic-Separation--JONES-WHIMS>
- Stermole F. y Stermole J. (2000). *Economic evaluation and investment decision methods*. 10a ed. Investment Evaluations Corporation.
- Stoll D., Donne R. y HolthaM P. (2012). Modelling impact of flash flotation from batch cell flotation tests using limn. 11th Mill Operator´s Conference 2012. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=215378&title=Modelling-the-Impact-of-Flash-Flotation-from-Batch-Cell-Flotation-Tests-Using-Limn>
- Streeter V., Wylie E. y Bedford K. (2000). *Mecánica de fluidos*. 9a ed. McGraw Hill.
- Suarez D.(2014). Application of Vertmill in grinding circuits. Contribuição técnica ao 44º Seminário de Redução de Minério de Ferro e Matérias-primas, 15º Simpósio Brasileiro de Minério de Ferro e 2º Simpósio Brasileiro de Aglomeração de Minério. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=241154&title=APPLICATIONS-OF-VERTIMILL-IN-GRINDING-CIRCUITS>
- Superior McCully Giratory Crusher (1956). Allis-Chalmers.
- Swedburg K., Bennett C., Samuels M. y Welss P. (2016). Application of the Woodgrove Staged Flotation Reactior (SFR) technology at the New Afton Concentrator. XXVIII

International Mineral Processing. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232552&title=Application-of-the-Woodgrove-Staged-Flotation-Reactor-SFR-Technology-at-the-New-Afton-Concentrator>

Szczelina P., Drescher F. y Sílbermann F. (2017), Compact, robust and high-performance New ERC25-25 eccentric roll crusher revolutionize primary crushing in underground mines. At Mineral Processing Europe, Industrial Solutions. [https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/\\_binary/UCPthyssenkruppBAIS/en/products-and-services/mineral-processing/crushers/eccentric-roll-crusher/link-thyssenkrupp-ERC-article\\_Reprint\\_AT-05-2017.pdf](https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/_binary/UCPthyssenkruppBAIS/en/products-and-services/mineral-processing/crushers/eccentric-roll-crusher/link-thyssenkrupp-ERC-article_Reprint_AT-05-2017.pdf)

Taggart A. (1945). *Handbook of mineral dressing*. Wiley Engineering Handbook.

Tarleton S. y Wakeman R. (2007). *Solid liquid separation – equipment selection and process design*. Elsevier.

Telsmith (2011). *Mineral processing handbook*. 31a ed. Telsmith Inc.

Telsmith and Astec Company, SBS Cone crusher (2005).

Terex Minerals Processing Systems Canica VSI. Vertical Shaft Impact Crushers (2011).

Termes S. Wilfong L. y Richardson P. (1983). *Flocculation of sulfide mineral fines by insoluble cross-linked starch xanthate*. United States Department of the Interior. Bureau of Mines.

The Conveyor Equipment Manufacturers Association (2002). *Belt conveyors for bulk materials*. 5ª ed. CEMA.

Thyssenkrupp – Instrucciones de Ensamble y Operación de la trituradora giratoria KB 63-75.

Thyssenkrupp (2019) Eccentric Roll Crusher (ERC).

[https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/\\_binary/UCPthyssenkruppBAIS/en/products-and-](https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/_binary/UCPthyssenkruppBAIS/en/products-and-)

services/mineral-processing/crushers/eccentric-roll-crusher/link-thyssenkrupp\_ERC-brochure\_EN\_web.pdf

Tinsley R. y Emerson M. (1985). *Finance for the mineral industry*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration. Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers Inc. (AIME).

Tohry A., Hatefi P., Dehgjani A. y Rahmani O. (2018). Iron ore flotation with a modified depressant. Organization: International Mineral Processing Congress. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=243713&title=Iron-Ore-Flotation-with-a-Modified-Depressant>

Tripathy K. S., Murthy R. Y, y Tathavadar V. (2012). Efficiency of Multigravity separator for concentrating ferruginous chromite fines. Journal of Mining and Metallurgical. <http://scindeks-clanci.ceon.rs/data/pdf/1450-5959/2012/1450-59591201039S.pdf>

Tripathy S., Suresh N. y Murthy R. (2016). Effect of particle size on dry high intensity magnetic separation of ilmenite fines. XXVIII International Mineral Processing Congress Proceeding. Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=227126&title=Effect-of-Particle-Size-on-Dry-High-Intensity-Magnetic-Separation-of-Ilmenite-Fines>

UNAM. (s.f.). Proyecto de modificación del plan de estudios de la licenciatura en ingeniería de minas y metalurgia Tomo I. [https://consejofi.fi-a.unam.mx/planes\\_estudio/Ingenieria%20minas/FI\\_Ingenieria-Minas-y-Metalurgia-Tomo-I.pdf](https://consejofi.fi-a.unam.mx/planes_estudio/Ingenieria%20minas/FI_Ingenieria-Minas-y-Metalurgia-Tomo-I.pdf)

Union Process. (2012). Grinding Meida All media shown actual size.

- Urbina R. y Fuerstenau D. (1983). Aspectos termodinámicos de la flotación de anglesita, cerusita, malaquita y crisocola. Geomimet No. 127.  
<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE12784001.PDF>
- Valcárcel H. (2005). Correlación empírica para la evaluación de consumo de bolas en aplicación de molienda. Moly-Cop I Latino Metalurgia Perú
- Valdivia H. y Lazo H. (2011). Hidrometalurgia Cerro Verde: Desafíos para la lixiviación de minerales sulfurados secundarios transicionales Cerro Verde. PERUMIN 30.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=228593&title=Hidrometalurgia-Cerro-Verde-desafios-para-la-lixiviaci%C3%B3n-de-minerales-sulfurados-secundarios-transicionales>
- Valery W. y Jankovic A. (2002). The future of comminution. Proceeding of 34th on Mining and Metallurgy Conference.
- Valvieso A., Urbina R., Olivas S. y Fuerstenau D. (1986). Química superficial y flotación de cerusita y anglesita. Geomimet No. 140.  
<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE14086003.PDF>
- Van D. (1983). Construction and investigation of a clay heap leach pad. Society of Mining Engineers of AIME. SME-AIME Fall Meeting and Exhibit Utah.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=173071&title=Construction-And-Investigation-Of-A-Clay-Heap-Leach-Pad--Introduction>
- Velázquez J. L. (1986). Análisis de los parámetros operativos en el área de molienda. Geomimet No. 139.  
<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE13986005.PDF>

- Velázquez J. L. (2005). Cálculo y selección de bombas para el manejo de pulpas y jales de la planta de beneficio. Geomimet: Tomo 1, No. 257.  
<http://mapserver.sgm.gob.mx/WebSGM/aimmgm/STGE25705002.PDF>
- Veloso C., Filippov L. Filippova I. y Araujo A. (2018). The effect of pH on the depression of iron oxides in the presence of complex gangue silicate minerals.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=243741&title=The-Effect-of-pH-on-the-Depression-of-Iron-Oxides-in-the-Presence-of-Complex-Gangue-Silicate-Minerals>
- Vesely M. y Fernandez O. (1987). Crusher for critical size material at Los Bronces semiautogenous grinding plant. Mineral and Metallurgical Processing.  
<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=2911&title=Crusher-for-critical-size-material-at-Los-Bronces-semiautogenous-grinding-plant-Chile>
- Vignes A. (2011). *Extractive metallurgical 2: Metallurgical reaction processes*. John Wiley & Sons.
- Vignes A. (2011). *Extractive metallurgy 1: Basic thermodynamics and kinetics*. John Wiley & Sons.
- Vignes A. (2011). *Extractive metallurgy 3: Processing operations and routes*. John Wiley & Sons.
- Votchkov N. (2017). Introduction to wastewater clarifier Design. SunCam.
- Walker W., Lewis W., y McAdams W. (1937). *Principles of chemical engineering*. McGraw – Hill.
- Wang D. (2016). *Flotation reagents: Applied surface chemistry on minerals flotation and energy resources beneficiation. Vol.1 Functional principles*. Springer.

- Wang D. (2016). *Flotation reagents: Applied surface chemistry on minerals flotation and energy resources beneficiation. Vol. II Applications*. Springer.
- Warman International LTD. (2000). *Warman slurry pumping handbook*. Warman.
- Wasan D., Ginn M. y Shan D. (199). *Surfactants in chemical/process engineering*. Surfactant Science Series Vol. 28.
- Weiss N. (1985). *Mineral processing handbook*. Society of Mining Engineers of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc., AIME.
- WesTech (2015). HiFlo. High – Rate Thickener.  
[http://www.rcprocess.se/bdh\\_filearea/Diemme/THICKENERS\\_ENG.pdf](http://www.rcprocess.se/bdh_filearea/Diemme/THICKENERS_ENG.pdf)
- WesTech (2015). IMCO E-CAT Clarifier – Thickener.  
<https://www.westech-inc.com/products>
- WesTech (2015). Paste thickeners. Advances Thickening Technology.  
<https://www.westech-inc.com/products/paste-thickener-deep-bed>
- WesTech (2015). AltaFlo Ultra High – rate Thickener.  
<https://5.imimg.com/data5/PO/MD/MY-7025172/westech-12-m-altaflo-ultra-high-rate-thickener.pdf>
- WesTech (2017). Contact Clarifier- A true solids contact clarifier.  
<https://cdn2.hubspot.net/hubfs/541513/Brochures/Brochure-Solids-CONTACT-CLARIFIER.pdf>
- WesTech (2020). EvenFlo Feedwell. Advanced Feedwell Technology.  
<https://cdn2.hubspot.net/hubfs/541513/Brochures/Brochure-EvenFlo-Feedwell.pdf>
- WesTech (2014). ContraFlo Solids Contact Clarifiers.  
<https://cdn2.hubspot.net/hubfs/541513/Brochures/Brochure-Contraflo.pdf>

- Wheeler J. y Packer B. (2011). Increasing capacity and efficiency of grinding circuits with high frequency screens. *Metallurgical Plant Desing and Operating Strategies*. MetPlant.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=207602&title=Increasing-Capacity-and-Efficiency-of-Grinding-Circuits-with-High-Frequency-Screens>
- White F. (2003). *Mecánica de fluidos*. 5a ed. McGraw- Hill.
- Whiten W. (1972). Simulation and model building for mineral processing. PhD dissertation, University of Queensland, Australia.
- Wills B. A. (1985). *Mineral processing technology*. 3a ed. Pergamon Press.
- Wills B. y Finch J. (2016). *Mineral processing technology*. 8a ed. Elsevier B.V.
- Wills B. y Napier – Munn T. (2006). *Mineral processing technology*. 7a ed. Elsevier Science & Technology Books
- Wolfram J., Markworth L. y Parra F. (2008) Development of an iron ore concentrate fines recovery process from copper tailings. 40th Annual Meeting of the Canadian Mineral.<https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232268&title=Development-of-an-Iron-Ore-Concentrate-Fines-Recovery-Process-from-Copper-Tailings>
- Xia L., Hart B., Douglas K. y Zhong H. (2015). Two new structures of hydroxamate collectors and their application to ilmenite and wolframite flotation. 47th Annual Canadian Mineral Processors Operators Conference. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232507&title=Two-New-Structures-of-Hydroxamate-Collectors-and-Their-Application-to-Ilmenite-and-Wolframite-Flotation>
- Yan D., Wiseman D. y Dunne R. (2005). Predicting the performance of flotation circuit that incorporates flash flotation. *Centenary of Flotation*.

- Yang H., Song X., Tong L. y Chen G. (2014). Biooxidation of high arsenic – bearing refractory gold ore. Canadian Institute of Mining, Metallurgy & Petroleum. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=220603&title=Biooxidation-of-a-High-ArsenicBearing-Refractory-Gold-Ore>
- Yardley E. D. y Stace L.R. Stace (2008). *Belt conveying of minerals*. CRC Press LLC.
- Yell A. (2017). New Innovations for Dewatering using Teepee Panelson on Vibrating Screens. Conference of Metallurgists. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=236916&title=New-Innovations-for-Dewatering-Using-TeepeePanels-on-Vibrating-Screens>
- Yoon H., Yoon C., y Park. (2003). Quantitative analysis of PGM using ICP –MS, ICP –AES, AAS and XRF. SME Annual Meeting. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=38263&title=Quantitative-Analysis-Of-PGM-Using-ICPMS-ICPAES-AAS-And-XRF>
- Young M., Barnes K., Anderson G. y Pease J. (2006). Jameson Cell: The “Comeback” in Base Metals Applications Using Improved Design and flow sheets. 38th annual Meeting of the Canadian Mineral Processors. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=232206&title=Jameson-Cell-TheComebackin-Base-Metals-Applications-Using-Improved-Design-and-Flow-Sheets>
- Zanker A. (1980) .How to size smooth roll. Mining Engineering AIME. <https://www.onemine.org/document/abstract.cfm?docid=4719&title=How-to-Size-Smooth-Roll-Crushers>
- Zarate E. (1996). *Diseño de instalaciones mineras, locales industriales cimentaciones tolvas*. Asociación de Ingenieros de Minas, Metalurgistas y Geólogos de México A.C.
- Zubicaray M. (2000). *Bombas, teoría, diseño y aplicaciones*. Limusa.



## Apéndice A

### Clasificación de Minerales

---

#### A- I. Minerales más comunes en la corteza terrestre

<b>Sulfuros y Sulfosales</b>	
<b>Acantita</b>	$Ag_2S$
<b>Cinabrio</b>	$HgS$
<b>Esfalerita</b>	$ZnS$
<b>Galena</b>	$PbS$
<b>Marcasita</b>	$FeS_2$
<b>Pirita</b>	$FeS_2$
<b>Molibdenita</b>	$MoS_2$
<b>Pirrotita</b>	$Fe_{1-x}S$
<b>Estibinita</b>	$Sb_2S_3$
<b>Arsenopirita</b>	$FeAsS$
<b>Calcopirita</b>	$CuFeS_2$
<b>Bornita</b>	$Cu_2FeS_4$
<b>Calcocita</b>	$Cu_2S$
<b>Covelina</b>	$CuS$
<b>Oropimente</b>	$As_2S_3$
<b>Rejalgar</b>	$As_4S_4$
<b>Proustita</b>	$Ag_3AsS_3$
<b>Pyrargirita</b>	$Ag_3SbS_3$
<b>Tetraedrita</b>	$Cu_{12}Sb_4S_{13}$
<b>Tennantita</b>	$Cu_{12}As_4S_{13}$
<b>Enargita</b>	$Cu_2AsS_4$

Adaptado de Garza (2014).

<b>Óxidos e Hidróxidos</b>	
<b>Cuprita</b>	$Cu_2O$
<b>Corindon</b>	$Al_2O_3$
<b>Hematita</b>	$Fe_2O_3$
<b>Magnetita</b>	$Fe_3O_4$
<b>Ilmenita</b>	$FeTiO_3$
<b>Espínela</b>	$MgAl_2O_4$
<b>Cromita</b>	$Cr_2FeO_4$
<b>Rutilo</b>	$TiO_2$
<b>Pirólusita</b>	$MnO_2$
<b>Casiterita</b>	$SnO_2$
<b>Uraninita</b>	$UO_2$
<b>Crisoberilo</b>	$BeAl_2O_4$
<b>Columbita</b>	$FeNb_2O_6$
<b>Goethita</b>	$FeO(OH)$
<b>Limonita</b>	$FeO(OH) \cdot nH_2O$

<b>Elementos Nativos</b>	
<b>Oro nativo</b>	$Au$
<b>Plata nativa</b>	$Ag$
<b>Cobre nativo</b>	$Cu$
<b>Platino</b>	$Pt$
<b>Hierro</b>	$Fe$
<b>Mercurio</b>	$Hg$
<b>Bismuto</b>	$Bi$
<b>Arsénico</b>	$As$
<b>Azufre</b>	$S$
<b>Grafito</b>	$C$
<b>Diamante</b>	$C$

<b>Carbonatos y Boratos</b>	
<b>Calcita</b>	$CaCO_3$
<b>Aragonito</b>	$CaCO_3$
<b>Dolomita</b>	$CaMg(CO_3)_2$
<b>Cerusita</b>	$PbCO_3$
<b>Siderita</b>	$FeCO_3$
<b>Ankerita</b>	$CaFe(CO_3)_2$
<b>Smithsonita</b>	$ZnCO_3$
<b>Rodocrosita</b>	$MnCO_3$
<b>Malaquita</b>	$Cu_2CO_3(OH)_2$
<b>Azurita</b>	$Cu_3(CO_3)_2(OH)_2$
<b>Ulexita</b>	$NaCaB_5O_9 \cdot H_2O$

<b>Sulfatos, Cromatos, Molibdatos y Wolframatos</b>	
<b>Yeso (Selenita)</b>	$CaSO_4 \cdot 2H_2O$
<b>Anhidrita</b>	$CaSO_4$
<b>Barita</b>	$BaSO_4$
<b>Celestita</b>	$SrSO_4$
<b>Alglesita</b>	$PbSO_4$
<b>Crocoíta</b>	$PbCrO_4$
<b>Wolframita</b>	$(Fe, Mn, Mg)WO_4$
<b>Scheelita</b>	$CaWO_4$
<b>Wulfenita</b>	$PbMoO_4$

<b>Haluros</b>	
<b>Fluorita</b>	$CaF_2$
<b>Halita</b>	$NaCl$
<b>Sylvita</b>	$KCl$
<b>Carnalita</b>	$KMgCl_3 \cdot H_2O$

<b>Fosfatos, Arseniats y Vanadatos</b>	
<b>Apatita</b>	$Ca_5(PO_4)_3(F, Cl, OH)$
<b>Turquesa</b>	$Cu(Al, Fe)_6(PO_4)_4(OH)_8 \cdot 4H_2O$
<b>Vanadinita</b>	$Pb_5(VO_4)_3Cl$
<b>Eritrita</b>	$CO_3(AsO_4)_2 \cdot 8H_2O$

<b>Silicatos</b>	
<b>Granate</b>	$(Ca, Fe, Mg, Mn)_3(Al, Fe, Mn, Cr, Ti, V)_2(SiO_4)_3$
<b>Danburita</b>	$CaB_2Si_2O_8$
<b>Circón</b>	$ZrSiO_4$
<b>Hemimorfita</b>	$Zn_4Si_2O_7(OH)_2 \cdot H_2O$
<b>Olivino</b>	$(Fe, Mg)_2 SiO_4$
<b>Periclina</b>	$Na AlSi_3O_8$
<b>Topacio</b>	$Al_2SiO_4(OH, F)_2$
<b>Berilo</b>	$Be_3Al_2Si_6O_{18}$
<b>Cianita</b>	$Al_2SiO_5$
<b>Silimanita</b>	$Al_2SiO_5$
<b>Andalucita</b>	$Al_2SiO_5$
<b>Albita</b>	$NaAl Si_3O_8$
<b>Anortita</b>	$CaAl_2 Si_2O_8$
<b>Ortoclasa</b>	$KAl Si_3O_8$
<b>Microclina</b>	$KAl Si_3O_8$
<b>Sanidino</b>	$KAl Si_3O_8$
<b>Cordierita</b>	$Al_3Mg_2AlSi_5O_{18}$
<b>Wollastonita</b>	$CaSiO_3$
<b>Talco</b>	$Mg_3Si_4O_{10}(OH)_2$
<b>Pectolita</b>	$NaCaSi_3O_8(OH)$
<b>Hiperstena</b>	$(Fe, Mg)_2Si_2O_6$
<b>Jadeíta</b>	$Na(Al, Fe)Si_2O_6$
<b>Epidota</b>	$Ca_2FeAl_2(Si_2O_7)(SiO_4)O(OH)$
<b>Augita</b>	$(Ca, Mg, Fe)_2(Si, Al)_2O_6$
<b>Diopsido</b>	$CaMgSi_2O_6$
<b>Actinolita</b>	$Ca_2(Mg, Fe)_5Si_8O_{22}(OH)_2$
<b>Hornblenda</b>	$(Ca, Na)_{2-3}(Mg, Fe, Al)_5Si_6(Si, Al_2O_{22})(OH)_2$
<b>Moscovita</b>	$KAl_2(Si_3Al)O_{10}(OH)_2$
<b>Biotita</b>	$K(Mg, Fe)_3(Al, Fe)Si_3O_{10}(OH, F)_2$
<b>Lepidolita</b>	$K(Li, Al)_3(Si, Al)_4O_{10}(F, OH)_2$
<b>Turmalina</b>	$(Na, Ca)(Li, Mg, Al)(Al, Fe, Mn)_6(BO_3)_3(Si_6O_{18})(OH)_4$
<b>Apofilita</b>	$KCa_4(Si_4O_{10})_2F \cdot 8H_2O$
<b>Cuarzo</b>	$SiO_2$
<b>Natrolita</b>	$Na_2(Si_3Al_2)O_{10} \cdot 2H_2O$
<b>Chabazita</b>	$Ca(Al_2Si_7O_{18})_7H_2O$
<b>Estilbita</b>	$Ca(Al_2Si_7O_{18})_7H_2O$

## A- II. Menas metálicas

<b>Metal</b>	<b>Mineral</b>	<b>Metal</b>	<b>Mineral</b>
Aluminio (Al)	Bauxita**	Mercurio (Hg)	Cinabrio**
Antimonio (Sb)	Estibinita**	Molibdeno (Mo)	Molibdenita
Arsénico (As)	Arsenopirita		Wulfenita
	Rejalgar	Níquel (Ni)	Pentlandita**
	Oropimente		Garnierita
Berilio (Be)	Berilo **		Niquelina
Bismuto (Bi)	Bertrandita		Heazlewoodita
	Bismuto nativo	Millerita	
	Bismutina	Niobio (Nb)	Pirocloro**
Cadmio (Cd)	Greenockita		Columbita**
Cesio (Cs)	Polucita **	Platino (Pt)	Platino**
	Lepidolita	Grupo del platino (Ru, Rh, Pd, Os, Ir )	
Cromo (Cr)	Cromita**	Torio (Th)	Sperrylita**
Cobalto (Co)	Smaltite		Torianita
	Cobaltita	Naumanita	
	Carrolita	Selenio (Se)	Clausthalita
	Linneita		Eurcairita
Calcopirita**	Berzelianita		
Cobre (Cu)	Calcosita**	Plata (Ag)	Plata nativa**
	Bornita**		Argentita**
	Covelita**		Acantita**
	Cuprita**		Clorargirita
	Malaquita**		Pirargirita**
	Cobre nativo**	Tantalio (Ta)	Pirocloro**
	Tennantita		Columbita**
	Tetraedrita	Telurio (Te)	Sylvanita
	Azurita		Calaverita
	Enargita	Estaño (Sn)	Casiterita**

Adaptado de Dana y Hulburt (1960) y Wills y Finch (2016).

<b>Metal</b>	<b>Mineral</b>	<b>Metal</b>	<b>Mineral</b>	
Germanio (Ge)	Argirodita	Titanio (Ti)	Ilmenita**	
Oro (Au)	Oro nativo**		Rutilo**	
	Silvanita		Anatasa	
	Calaverita	Wolframita**		
Hierro (Fe)	Hematita**	Tungsteno (W)	Scheelita**	
	Magnetita**	Uranio (U)	Uraninita**	
	Goethita		Pechblenda**	
	Limonita		Carnotita	
	Siderita		Autunita	
	Pirrotita		Torbernita	
	Pirita		Coffinita	
	Plomo (Pb)		Galena**	Vanadio (V)
Cerusita			Carnotita**	
Anglesita		Roscoelita		
Jamesonita		Vanadinita		
Litio (Li)	Espodumena**	Zinc (Zn)	Esfalerita**	
	Ambligonita		Smithsonita	
	Lepidolita**		Marmatita	
Magnesio (Mg)	Dolomita		Cincita	
	Magnesita		Willemita	
	Carnalita		Franklinita	
	Brucita	Zircón		
Manganeso (Mn)	Pirolusita**	Zirconio	Baddeleyita	
	Manganita	Tierras raras (Y, Ce, La, Er, Tb, Sm, Sc, Tm, Yb, Ho, Dy, Gd, Pr, Nd, Eu, Lu, Pm)	Se encuentran asociados a Gadolinita, Cerita, Samarskita, Bastnasita, Monacita, Xenotima, Allanita	
	Braunita	<b>** Principal mena comercial</b>		
	Psilomelana			

### A- III. Minerales y rocas industriales

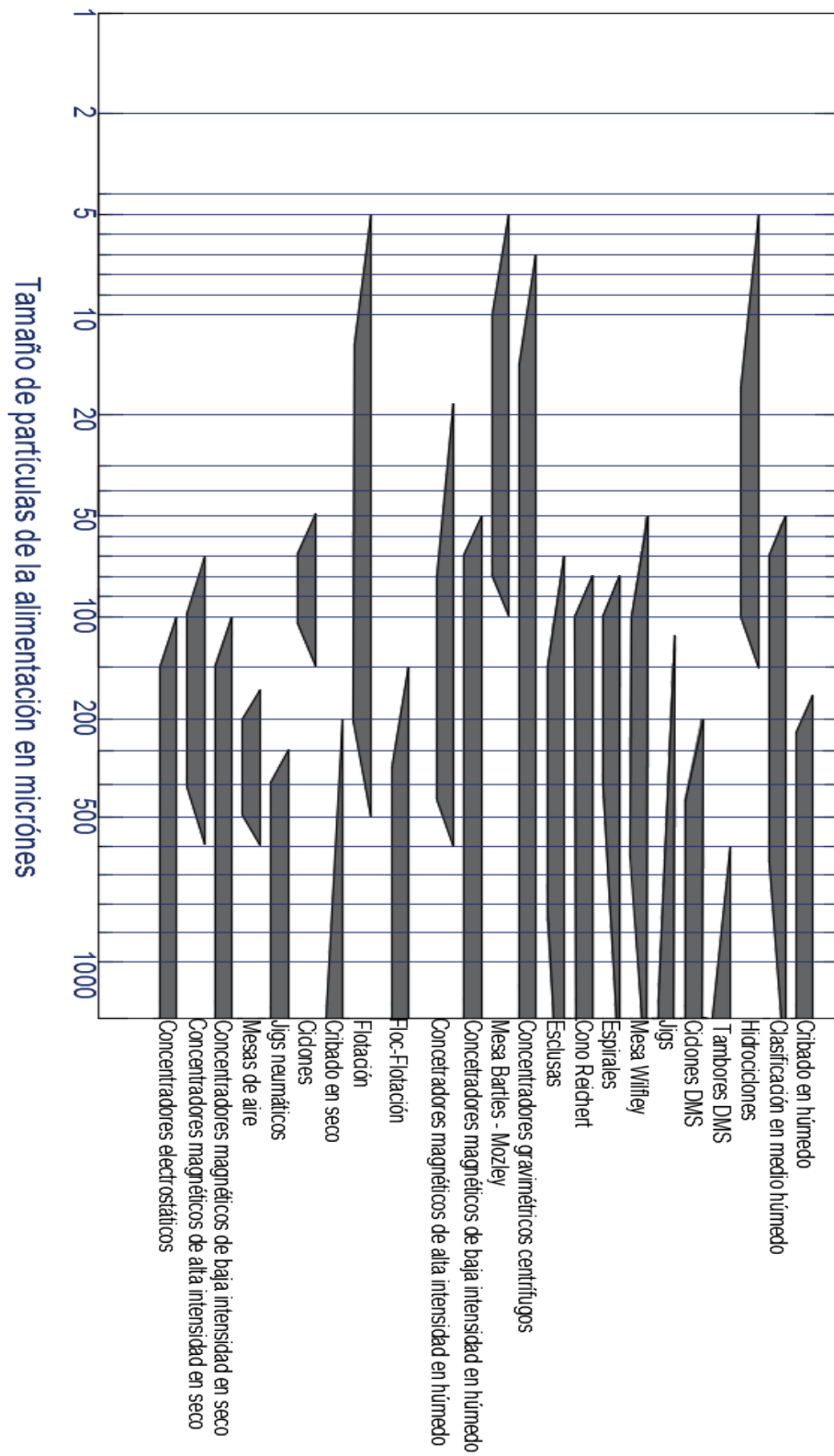
Empleo	Mineral					
Ornamentales	Calcita	Labradorita	Industria del vidrio	Aluminita	Caliza	
	Mármol	Larviquita		Cuarzo	Fluorita	
	Ónice	Rodonita		Mica		
	Malaquita	Yeso	Selladores	Feldespatos	Talco	
	Lazurita	Jade		Barita	Wollastonita	
	Feldespatos	Nefrita		Bauxita	Yeso	
	Jadefita	Cuarzo	Fertilizantes	Roca fosfórica	Apatito	
				Silvita		
Materiales de construcción	Cuarzo	Basaltos	Industria Química	Caliza	Bauxita	
	Feldespatos	Riolitas		Serpentina	Feldespatos	
	Serpentina	Sienita		Dunita	Crisobalita	
	Calcita	Andesita		Dolomita	Wollastonita	
	Caliza	Gneis		Bentonita	Circonia	
	Pizarra	Mármol		Olivino	Periclasa	
	Dolomita	Cuarcita		Fluorita	Pirolusita	
	Gabro	Argilita		Magnesita	Bentonita	
	Granitos	Dolerita		Titanita	Caolín	
	Pumicita	Escorias		Criolita	Talco	
	Lutitas	Vermiculita		Witherita	Circón	
	Perlita	Alumina		Cosméticos	Talco	Beidelita
	Anhidrita	Bentonita	Caolín		Nontronita	
	Zeolitas	Talco	Calcita		Saponita	
		Caolín	Arcillas		Hectorita	
	Montmorillonita	Sepiolita	Sericita		Talco	
	Palygorskita	Donbassita	Montmorillonita	Bentonita		
	Abrasivos	Corindón	Magnesita	Industrial del papel y pigmentos	Talco	Mica
		Diamante	Feldespatos		Calcita	Diatomitas
Granate		Caolín	Caolinita		Perlita	
Arenisca		Cuarzo	Barita		Pirofilita	
Cuarcita		Pumicita	Wollastonita		Geothita	
Novaculita		Diatomita	Nefelina		Lepidocrocita	
Pedernal		Bauxita	Feldespatos		Limonita	
			Siderita		Akaganeíta	
Fundentes y Catalizadores	Calcita	Bauxita	Maghemita			
	Fluorita	Diatomita	Talco	Mullita		
	Cuarzo	Zeolitas	Caolinita	Asbesto		
Cerámicos	Caolinita	Nefelina	Industria del Plástico	Wollastonita	Barita	
	Cuarzo	Illinita		Micas	Pirofilita	
	Feldespatos	Esmeclita		Espinela	Diatomita	
		Cristobalita		Cuarzo		

Adaptado de Dana y Hulburt (1960) y Kogel et al.(2006).

Sustitutos de asbesto	Biotita	Perlita	Electrónica y materiales ópticos	Almandino	Moscovita
	Calcita	Sepiolita		Cuarzo	Nantokita
	Diatomita	Serpentina		Altaíta	Periclasa
	Grafito	Talco		Apatito	Perovskita
	Moscovita	Vermiculita		Berlinita	Corindón
	Paligorskita	Wollastonita		Boracita	Selenita
Filtrantes	Arena y Grava	Glauconita		Calcita	Espinela
	Montmorillonita	Vermiculita		Bromargirita	Silvina
	Palygorskita	Talco		Brushita	Turmalina
	Sepiolita	Bauxita		Clorargirita	Tantalita
	Caolinita	Yeso		Clausthalita	Telurita
	Perlita	Granate		Colemita	Vaterita
	Hectorita	Vermiculita		Columbita	Wulfenita
	Perlita	Diatomita		Corindón	Cincita
Absorbentes y Descantes	Zeolitas	Sepiolita		Fluorita	Berilo
	Cuarzo	Palygorskita		Greenockita	Langbeinita
	Diatomitas	Donbassite	Halita	Leushita	
	Perlita	Talco			
	Caolinita	Caliza			
	Vermiculita	Yeso			
	Montmorillonita	Ilmenita			
	Bentonita	Antracita			
Lodos de perforación	Barita	Perlita			
	Bentonita	Cuarzo			
	Diatomita	Micas			
	Asbestos	Sepiolita			
	Atapulgita	Siderita			
	Yeso	Ulexita			
	Grafito	Vermiculita			
	Ilmenita	Halita			
	Leonardita				
Refractarios	Magnesita	Cromita			
	Dolomita	Zircón			
	Cianita	Amianto			
	Grafito	Talco			
	Bauxita	Caolín			
	Moscovita				



## A- IV. Rango de tamaños efectivo de los métodos de procesamiento



Adaptado de Wills y Napier – Munn (2006).

## A- V. Índices de trabajo promedio

ÍNDICES DE TRABAJO							
kWh/ tonelada corta							
Material	$CW_i$	$RW_i$	$BW_i$	Material	$CW_i$	$RW_i$	$BW_i$
Andesita	22.13	-	-	Limonita	10.21	9.3	9.0
Barita	6.24	5.7	5.8	Magnetita	9.97	11.4	13.2
Basalto	20.41	-	-	Taconita	14.87	19.3	12.0
Bauxita	9.45	10.8	14.5	Cianita	18.87	-	-
Clinker	13.49	12.1	13.6	Magnesita	16.80	15.9	14.6
Mena de Cromo	9.6	7.9	13.4	Menas de zinc y plomo	11.35	12.4	12.5
Arcillas	7.1	12.1	10.8	Caliza	11.61	13.7	9.9
Menas de níquel -cobre	-	19.2	15.5	Mena de Manganeso	12.46	10.9	13.9
Carbón	11.37	9.8	-	Mena de Molibdeno	12.97	11.8	11.6
Coque	20.7	16.9	-	Menas de Níquel	11.88	14.9	12.5
Menas de cobre	13.13	14.3	-	Roca fosfórica	13.03	12.8	13.6
Diorita	19.4	17.5	11.6	Potasa	8.23	-	-
Dolomita	2.82	14.2	13.9	Pumita	11.93	-	-
Feldespato	10.8	11.0	11.7	Pirita	8.93	8.7	10.1
Pedernal	26.16	18.1	27.4	Pirrotina	9.57	-	-
Fluorapatito	11.67	11.0	12.7	Cuarzo	12.77	14.4	14.4
Gabro	18.45	-	-	Cuarcita	12.18	12.3	11.2
Galena	10.19	12.6	10.3	Rutilo	12.68	-	-
Granate	12.37	-	-	Arenisca	11.53	11.4	27.4
Gneiss	20.13	-	-	Esquisto	16.4	13.4	10.1
Menas de oro	14.83	15.2	14.6	Menas de plata	17.3	17.5	17.0
Granito	14.39	16.3	9.9	Arena silica	16.46	13.0	23.8
Grafito	45.03	-	-	Silicato de sodio	13	-	-
Ilmenita	13.11	-	-	Espodumena	13.7	-	-
Menas de hierro	15.44	11.3	12.4	Pizarra	16.4	13.4	10.1
Hematita	12.68	12.5	11.1	Sienita	14.9	-	-
Menas de Zinc	12.42	12.9	10.9	Casiterita	10.9	-	-
Menas de Uranio	17.93	-	-	Rutilo	11.88	10.9	11.4
Mena de zinc -cobre	-	11	9.8	Menas de uranio	17.93	13.3	14.6
Hematita especularita	15.4			Espodumena	13.70		

Adaptado de Weiss (1985) y Rowland (1984).

## A- VI. Índices de abrasión de promedio

<b>ÍNDICES DE ABRASIÓN DE BOND</b>			
<b>kWh/ tonelada corta</b>			
<b>Material</b>	$A_i$	$A_i$	<b>Rango</b>
Basalto	0.45	-	0.19 - 0.83
Bauxita	0.02	-	0.003 -0.12
Clinker	0.08	0.71	0.009 - 0.71
Menas de cobre - níquel	0.46	-	0.43 - 0.49
Menas de cobre	0.26	0.14	0.002 - 0.91
Menas de cobre y plata	0.62	-	0.58 - 0.65
Dolomita	0.03	-	0.01 - 0.07
Feldespató	0.19	-	0.07 -0.3
Menas de oro	0.48	-	0.3 - 0.71
Granito	0.4	0.38	0.1 - 0.78
Menas de hierro	0.25	-	0.01 -0.98
Hematita	0.37	-	0.01 - 1.79
Limonita	0.13	-	0.01 - 0.83
Magnetita	0.48	0.22	0.11 -0.22
Taconita	0.6	0.62	0.32 - 0.85
Menas de plomo y zinc	0.21	-	0.03 - 0.41
Caliza	0.05	0.032	0.01 -0.65
Magnesita	0.05	0.078	0.01 - 0.65
Mármol	0.01	-	0.002 - 0.04
Menas de molibdeno	0.41	-	0.13 -0.68
Menas de níquel	0.03	-	0.01 - 0.06
Roca fosfórica	0.02	-	0.01 -0.02
Cuarcita	0.69	0.77	0.19 - 0.99
Esquistos	0.12	-	0.11 - 0.13
Pizarra	0.004	0.02	0.003 - 0.02
Menas de plata	0.74	-	0.72 - 0.76
Menas de titanio	0.24	-	0.02 - 0.70

Adaptado de Weiss (1985) y Rowland (1984).

## A- VII. Índices de trabajo de impacto promedio

<b>ÍNDICES DE TRABAJO DE IMPACTO</b>		
<b>kWh/ tonelada corta</b>		
Material	Promedio	Rango
Balsalto	20.2	9.9 - 34.8
Bauxita	5.3	2.5 - 12.2
Calcita	8.2	5.8 - 12.2
Clinker	4.2	1.4 - 8.8
Arcillas	4.8	3.7 - 6.1
Menas de cobre y níquel	14.1	10.7 - 17.4
Menas de cobre	12.4	1.8 - 40.2
Menas de cobre y plata	16	13.0 - 18.8
Diorita	20.1	13.3 - 27.3
Dolomita	12.8	13.3 - 27.3
Gabro	18.6	16.7 - 21.2
Gneiss	15.9	8.0 - 23.7
Menas de oro	17.5	3.7 - 34.2
Granito	15.7	6.7 - 38.0
Ilmenita	12.7	10.7 - 16.4
Menas de hierro	10	2.3 - 33.6
Hematita	9.6	2.0 - 29.4
Magnetita	10.1	2.4 - 19.2
Taconita	14.9	9.3 - 27.3
Menas de plomo	15.5	11.0 - 21.8
Menas de plomo y zinc	9.3	5.5 - 14.3
Caliza	11.1	3.3 - 27.6
Menas de manganeso	5.3	0.4 - 8.9
Menas de molibdeno	12.5	5.8 - 18.6
Menas de níquel	10.1	2.1 - 19.0
Roca fosfórica	3.3	0.5 - 11.7
Cuarzo	12.8	6.8 - 22.1
Cuarcita	12.9	5.2 - 19.1
Arenisca	13.1	6.5 - 28.6
Pedernal	10.6	5.8 - 19.0
Menas de estaño	18	16.6 - 19.5
Menas de plomo y zinc	10.5	4.5 - 16.3

Adaptado de Weiss (1985) y Rowland (1984).

## Apéndice B

### Circuitos de trituración y molienda

#### B - I. Dimensiones de molinos de bolas

Sistema de transmisión	Diámetro		Longitud		Potencia instalada		L/D
	Metros	Pies	Metros	Pies	kW	HP	
Accionamiento por rodillo	0.60	1.97	0.9	2.95	2.2	1	1.50
Accionamiento por rodillo	0.80	2.62	1.2	3.94	5.5	7	1.50
Accionamiento por rodillo	1.00	3.28	1.5	4.92	11	15	1.50
Accionamiento por rodillo	1.20	3.94	2.4	7.87	30	40	2.00
Accionamiento por rodillo	1.50	4.92	3	9.84	75	101	2.00
Transmisión directa	1.60	5.25	2.8	9.19	75	101	1.75
Transmisión directa	1.80	5.91	3.15	10.33	110	148	1.75
Transmisión directa	2.00	6.56	3.5	11.48	160	215	1.75
Transmisión directa	2.20	7.22	3.3	10.83	185	248	1.50
Transmisión directa	2.20	7.22	3.85	12.63	200	268	1.75
Transmisión directa	2.40	7.87	3.6	11.81	250	335	1.50
Transmisión directa	2.40	7.87	4.2	13.78	280	375	1.75
Transmisión directa	2.70	8.86	4.05	13.29	355	476	1.50
Transmisión directa	2.70	8.86	4.73	15.5	450	6	1.75
Accionamiento por engranajes	3.00	9.84	4.5	14.76	500	671	1.50
Accionamiento por engranajes	3.00	9.84	5.25	17.22	600	805	1.75
Accionamiento por engranajes	3.20	10.5	4.8	15.75	650	872	1.50
Accionamiento por engranajes	3.20	10.5	5.6	18.37	750	1,006	1.75
Accionamiento por engranajes	3.40	11.15	5.1	16.73	850	1,140	1.50
Accionamiento por engranajes	3.40	11.15	5.95	19.52	950	1,274	1.75
Accionamiento por engranajes	3.60	11.81	5.4	17.72	1,050	1,408	1.50
Accionamiento por engranajes	3.60	11.81	6.3	20.67	1,250	1,676	1.75
Accionamiento por engranajes	3.80	12.47	5.7	18.70	1,250	1,676	1.50
Accionamiento por engranajes	3.80	12.47	6.65	21.82	1,500	2,012	1.75
Accionamiento por engranajes	4.00	13.12	6	19.69	1,500	2,012	1.50
Accionamiento por engranajes	4.00	13.12	7	22.97	1,750	2,347	1.75
Accionamiento por engranajes	4.20	13.78	6.3	20.67	1,800	2,414	1.50
Accionamiento por engranajes	4.20	13.78	7.35	24.11	2,050	2,749	1.75
Accionamiento por engranajes	4.50	14.76	6.75	22.15	2,300	3,084	1.50
Accionamiento por engranajes	4.50	14.76	7.88	25.84	2,700	3,621	1.75
Accionamiento por engranajes	4.70	15.42	7.05	23.13	2,700	3,621	1.50
Accionamiento por engranajes	4.70	15.42	8.23	26.98	3,100	4,157	1.75
Accionamiento por engranajes	5.00	16.4	7.5	24.61	3,400	4,559	1.50
Accionamiento por engranajes	5.00	16.4	8.75	28.71	3,900	5,230	1.75
Accionamiento por engranajes	5.50	18.04	8.25	27.07	4,300	5,766	1.50
Accionamiento por engranajes	5.50	18.04	9.63	31.58	5,000	6,705	1.75
Accionamiento por engranajes	5.50	18.04	11	36.09	5,700	7,664	2.00
Accionamiento por engranajes	6.00	19.69	9	29.53	5,900	7,912	1.50
Accionamiento por engranajes	6.00	19.69	10.5	34.45	6,800	9,119	1.75
Accionamiento por engranajes	6.00	19.69	12	39.37	7,800	10,460	2.00

Adaptado de Metso : Outotec (2021).

## B - II. Dimensiones de molinos de barras

Dimensiones de Molinos de Barras							
Sistema de transmisión	Diámetro		Longitud		Potencia instalada		L/D
	Metros	Pies	Metros	Pies	kW	HP	
Accionamiento por engranajes	2.4	7.87	3.6	11.81	200	268	1.50
Accionamiento por engranajes	2.7	8.86	4.05	13.29	300	402	1.50
Accionamiento por engranajes	3	9.84	4.5	14.76	450	603	1.50
Accionamiento por engranajes	3.2	10.5	4.8	15.75	550	738	1.50
Accionamiento por engranajes	3.4	11.15	5.1	16.73	650	872	1.50
Accionamiento por engranajes	3.6	11.81	5.4	17.72	800	1073	1.50
Accionamiento por engranajes	4.1	13.45	6.1	20	1200	1609	1.49
Accionamiento por engranajes	4.6	15.09	6.1	20	1600	2146	1.33

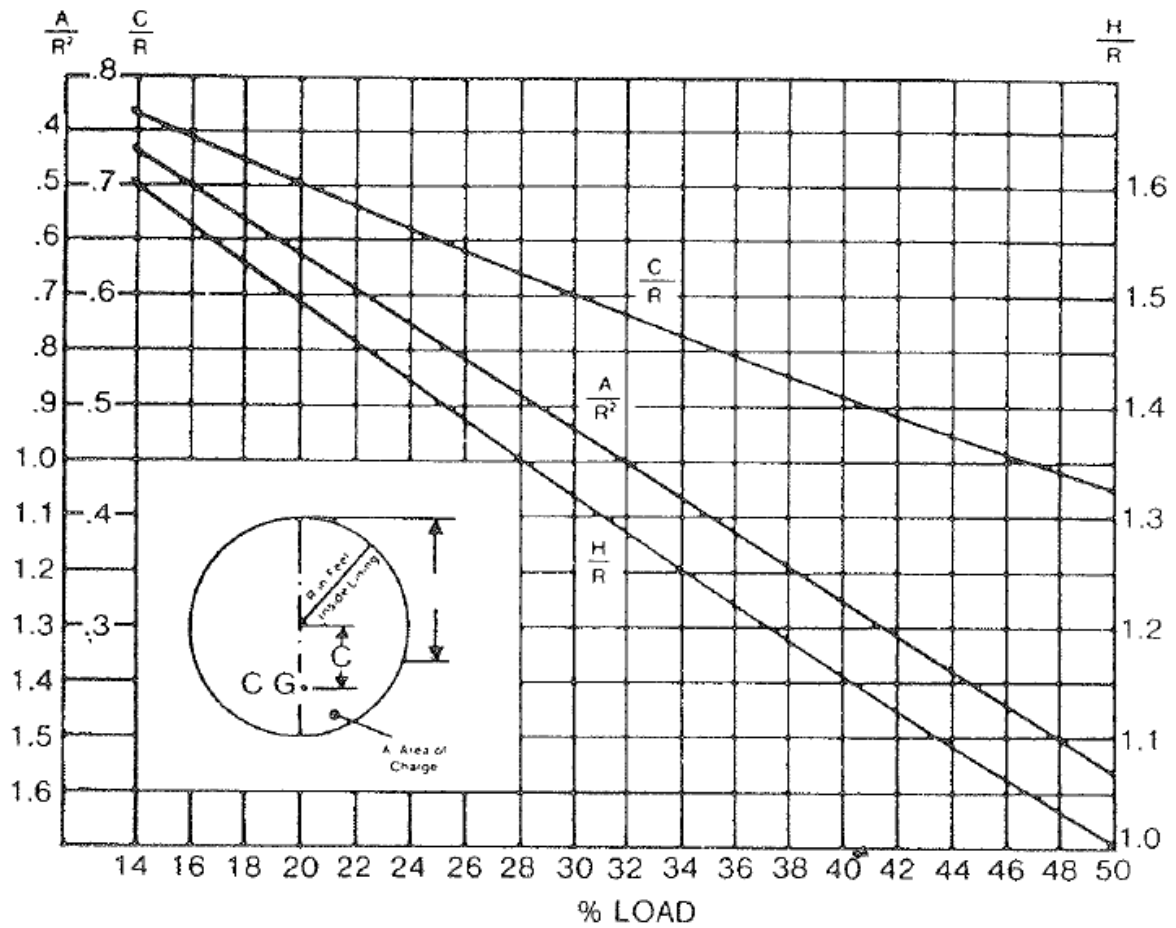
Adaptado de Metso : Outotec (2021).

### B - III. Dimensiones de molinos AG/SAG

Dimensiones de Molinos AG/SAG							
Sistema de transmisión	Diámetro		Longitud		Potencia instalada		L/D
	Metros	Pies	Metros	Pies	kW	HP	
Motor de accionamiento directo	8	26.25	3.9	12.80	3,800	5,092	0.5
Motor de accionamiento directo	8.6	28.22	4.2	13.78	5,000	6,700	0.5
Motor de accionamiento directo	9.2	30.18	4.5	14.76	6,400	8,576	0.5
Motor de accionamiento directo	9.8	32.15	4.8	15.75	8,400	11,256	0.5
Motor de accionamiento directo	10.4	34.12	5.1	16.73	9,900	13,266	0.5
Motor de accionamiento directo	11	36.09	5.4	17.72	12,100	16,214	0.5
Sistema envolvente	11.6	38.06	5.7	18.70	14,700	19,698	0.5
Sistema envolvente	12.2	40.03	6	19.69	17,600	23,584	0.5
Sistema envolvente	12.8	41.99	6.4	21.00	21,300	28,542	0.5
Sistema envolvente	13.4	43.96	6.8	22.31	25,400	34,036	0.5
Dimensiones de Molinos SAG							
Sistema de transmisión	Diámetro		Longitud		Potencia instalada		L/D
	Metros	Pies	Metros	Pies	kW	HP	
Accionamiento por engranajes	3.80	12.47	1.9	6.23	400	536	0.50
Accionamiento por engranajes	3.80	12.47	2.85	9.35	550	738	0.75
Accionamiento por engranajes	3.80	12.47	3.8	12.47	650	872	1.00
Accionamiento por engranajes	4.20	13.78	2.1	6.89	550	738	0.50
Accionamiento por engranajes	4.20	13.78	3.15	10.33	750	1,006	0.75
Accionamiento por engranajes	4.20	13.78	4.2	13.78	950	1,274	1.00
Accionamiento por engranajes	4.70	15.42	2.35	7.71	800	1,073	0.50
Accionamiento por engranajes	4.70	15.42	3.53	11.58	1,100	1,475	0.75
Accionamiento por engranajes	4.70	15.42	4.7	15.42	1,450	1,944	1.00
Accionamiento por engranajes	5.00	16.40	2.5	8.20	1,000	1,341	0.50
Accionamiento por engranajes	5.00	16.40	3.75	12.30	1,400	1,877	0.75
Accionamiento por engranajes	5.00	16.40	5	16.40	1,800	2,414	1.00
Accionamiento por engranajes	5.50	18.04	2.75	9.02	1,350	1,810	0.50
Accionamiento por engranajes	5.50	18.04	4.13	13.55	1,950	2,615	0.75
Accionamiento por engranajes	5.50	18.04	5.5	18.04	2,500	3,353	1.00
Accionamiento por engranajes	6.00	19.69	3	9.84	1,850	2,481	0.50
Accionamiento por engranajes	6.00	19.69	4.5	14.76	2,700	3,621	0.75
Accionamiento por engranajes	6.50	21.33	3.25	10.66	2,500	3,353	0.50
Accionamiento por engranajes	7.00	22.97	3.5	11.48	3,200	4,291	0.50
Accionamiento por engranajes	6.00	19.69	6	19.69	3,400	4,559	1.00
Accionamiento por engranajes	6.50	21.33	4.88	16.01	3,500	4,694	0.75
Accionamiento por engranajes	6.50	21.33	6.5	21.33	4,500	6,035	1.00
Accionamiento por engranajes	7.00	22.97	5.25	17.22	4,600	6,169	0.75
Accionamiento por engranajes	7.00	22.97	7	22.97	5,900	7,912	1.00
Accionamiento por engranajes	7.50	24.61	3.75	12.30	4,100	5,498	0.50
Accionamiento por engranajes	7.50	24.61	5.63	18.47	5,800	7,778	0.75
Accionamiento por engranajes	7.50	24.61	7.5	24.61	7,500	10,058	1.00
Accionamiento por engranajes	8.00	26.25	4	13.12	5,100	6,839	0.50
Accionamiento por engranajes	8.00	26.25	6	19.69	7,300	9,789	0.75
Accionamiento por engranajes	8.50	27.89	4.25	13.94	6,400	8,583	0.50
Accionamiento por engranajes	9.00	29.53	4.5	14.76	7,800	10,460	0.50

Adaptado de Metso : Outotec (2021).

B - IV. Gráfico del volumen de carga en molinos



Adaptado de Nordberg (1993).



## B - V. Datos de bolas de molienda

<b>Datos de bolas de molienda de acero forjado y Ni -hard</b>			
Diámetro nominal [pulgadas]	Peso aproximado [libras]	Número de bolas por tonelada corta	Superficie (pies cuadrados/tonelada corta)
3/4	0.063	31,994	392.2
1	0.148	13,497	294.1
1 1/4	0.29	6,911	235.3
1 1/2	0.501	3,999	196.1
2	1.187	1,678	147.1
2 1/2	2.318	864	117.6
3	4.006	500	98
3 1/2	6.318	315	84
4	9.495	211	73.5
5	18.544	108	58.8
Densidad bolas Ni-Hard		0.27 – 0.28 lb/in <sup>3</sup>	7.6 – 7.8 g/cc
Densidad de bolas de acero forjado		0.28 – 0.29 lb/in <sup>3</sup>	7.75 – 8.05 g/cc

Diámetro nominal [pulgadas]	Peso aproximado [gramos]	Superficie [centímetros cuadrados]	Número de bolas por tonelada métrica	Superficie (centímetros cuadrados/tonelada)
1/2	4.00	3.14	249,938.00	784,805.32
5/8	19.66	9.08	50,870.00	461,899.60
3/4	32.01	12.57	31,242.00	392,711.94
7/8	43.90	15.51	22,782.00	353,348.82
1.00	62.52	19.64	15,996.00	314,161.44
1 1/4	128.06	31.67	7,809.00	247,311.03
1 1/2	256.07	50.27	3,905.00	196,304.35
2.00	500.14	78.54	2,000.00	157,080.00
2 1/2	1,048.88	128.68	954.00	122,760.72
3.00	2,048.59	201.06	488.00	98,117.28
3 1/2	2,916.84	254.47	343.00	87,283.21
4.00	4,001.15	314.16	250.00	78,540.00
5.00	7,814.75	490.87	128.00	62,831.36
Densidad de bolas de acero cromado			0.27 – 0.28 lb/in <sup>3</sup>	7.75 – 7.85 g/cc

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

## B - VI. Carga de equilibrio de Nordberg

Tamaño de bola (pulgadas)	Distribución de tamaño de bola para la carga inicial									
	<i>B</i>	5	4 1/2	4	3 1/2	3	2 1/2	2	1 1/2	1
5	17.0									
4 1/2	25.0	16.0								
4	20.0	30.0	20.0							
3 1/2	15.0	21.5	32.0	22.0						
3	10.0	14.0	21.0	35.0	26.0					
2 1/2	6.4	9.5	12.8	19.8	37.0	32.0				
2	3.8	5.8	8.9	15.3	23.4	42.2	38.0			
1 1/2	2.8	2.8	3.7	6.0	10.6	19.7	45.3	56.0		
1		0.4	1.6	1.9	3.0	6.1	16.7	44.0	100.0	
<b>Porcentaje total</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>

Tamaño de bola (pulgadas)	Distribución de tamaño de bola para la carga inicial												
	<i>B</i>	5	4 1/2	4	3 1/2	3	2 1/2	2	1 1/2	1 1/4	1	7/8	3/4
5	17.0												
4 1/2	25.0	16.0											
4	20.0	30.0	20.0										
3 1/2	15.0	21.5	32.0	22.0									
3	10.0	14.0	21.0	35.0	26.0								
2 1/2	6.4	9.1	12.5	19.0	36.0	32.0							
2	3.8	5.4	8.6	14.6	22.0	39.0	38.0						
1 1/2	2.8	2.4	3.4	5.3	9.2	16.5	35.0	28.0					
1 1/4		1.6	1.2	2.0	3.2	6.1	13.0	36.0	30.0				
1			1.3	1.0	1.7	2.9	6.4	16.0	32.0	22.0			
7/8				1.1	1.9	1.4	3.1	8.0	14.5	52.0	24.0		
3/4						2.1	4.5	12.0	23.5	26.0	76.0	100.0	
<b>Porcentaje total</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>	<b>100.0</b>

Adaptado de Nordberg Process Machinery (1971).

## B - VII. Series estándares de cribas

ABERTURAS DE CRIBAS EN DIFERENTES ESTÁNDARES								
U.S.A ASTM E-11-01		American Tyler Series	British B. S. 410-2000		French AFNOR NFC-11-501		German DIN 33 10-1:2000	
No. de malla	Abertura.	No. de malla	No. de malla	Abertura.	No. de malla	Abertura.	No. de malla	Abertura.
3 1/2	5.60 mm	3 1/2	3 1/2	4.75 mm	38	5.00 mm	-	-
4	4.75 mm	4	4		37	4.00 mm	2E	4.00 mm
5	4.00 mm	5	5	3.35 mm	36	3.15 mm	-	-
6	3.35 mm	6	6	2.80 mm	-	-	-	-
7	2.80 mm	7	7	2.40 mm	35	2.5 mm	-	-
8	2.36 mm	8	8	2.00 mm	34	2.00 mm	3E	2.00 mm
10	2.00 mm	9	10	1.68 mm	33	1.6 mm	-	-
12	1.70 mm	10	12	1.40 mm	-	-	-	-
14	1.40 mm	12	14	1.20 mm	32	1.25 mm	5	1.20 mm
16	1.18 mm	14	16	1.00 mm	31	1.00 mm	6	1.00 mm
18	1.00 mm	16	18	850 $\mu$ m	30	0.80 mm	-	-
20	850 $\mu$ m	20	22	710 $\mu$ m	-	-	-	-
25	710 $\mu$ m	24	25	600 $\mu$ m	29	0.63 mm	10	600 $\mu$ m
30	600 $\mu$ m	28	30	500 $\mu$ m	28	0.50 mm	12	500 $\mu$ m
35	500 $\mu$ m	32	36	420 $\mu$ m	27	0.40 mm	16	400 $\mu$ m
40	445 $\mu$ m	35	44	355 $\mu$ m	-	-	-	-
45	355 $\mu$ m	42	52	300 $\mu$ m	26	0.315 mm	20	300 $\mu$ m
50	300 $\mu$ m	48	60	250 $\mu$ m	25	0.25 mm	24	250 $\mu$ m
60	250 $\mu$ m	60	72	210 $\mu$ m	24	0.20 mm	30	200 $\mu$ m
70	212 $\mu$ m	65	85	180 $\mu$ m	23	0.16 mm	40	150 $\mu$ m
80	180 $\mu$ m	80	100	150 $\mu$ m	-	-	-	-
100	150 $\mu$ m	100	120	125 $\mu$ m	22	0.125 mm	50	125 $\mu$ m
120	125 $\mu$ m	115	150	105 $\mu$ m	21	0.10 mm	60	100 $\mu$ m
140	106 $\mu$ m	150	170	90 $\mu$ m	-	-	70	90 $\mu$ m
170	90 $\mu$ m	170	200	75 $\mu$ m	20	0.80 mm	80	75 $\mu$ m
200	75 $\mu$ m	200	240	63 $\mu$ m	19	0.063 mm	110	56 $\mu$ m
230	63 $\mu$ m	250	300	53 $\mu$ m	18	0.05 mm	120	50 $\mu$ m
270	53 $\mu$ m	270	350	45 $\mu$ m	-	-	-	-
325	45 $\mu$ m	325	-	-	17	0.40 mm	-	-
400	38 $\mu$ m	400	400	-	-	-	130	38 $\mu$ m

Adaptado de Subba (2011) y Kelly y Spottiswood (1990).

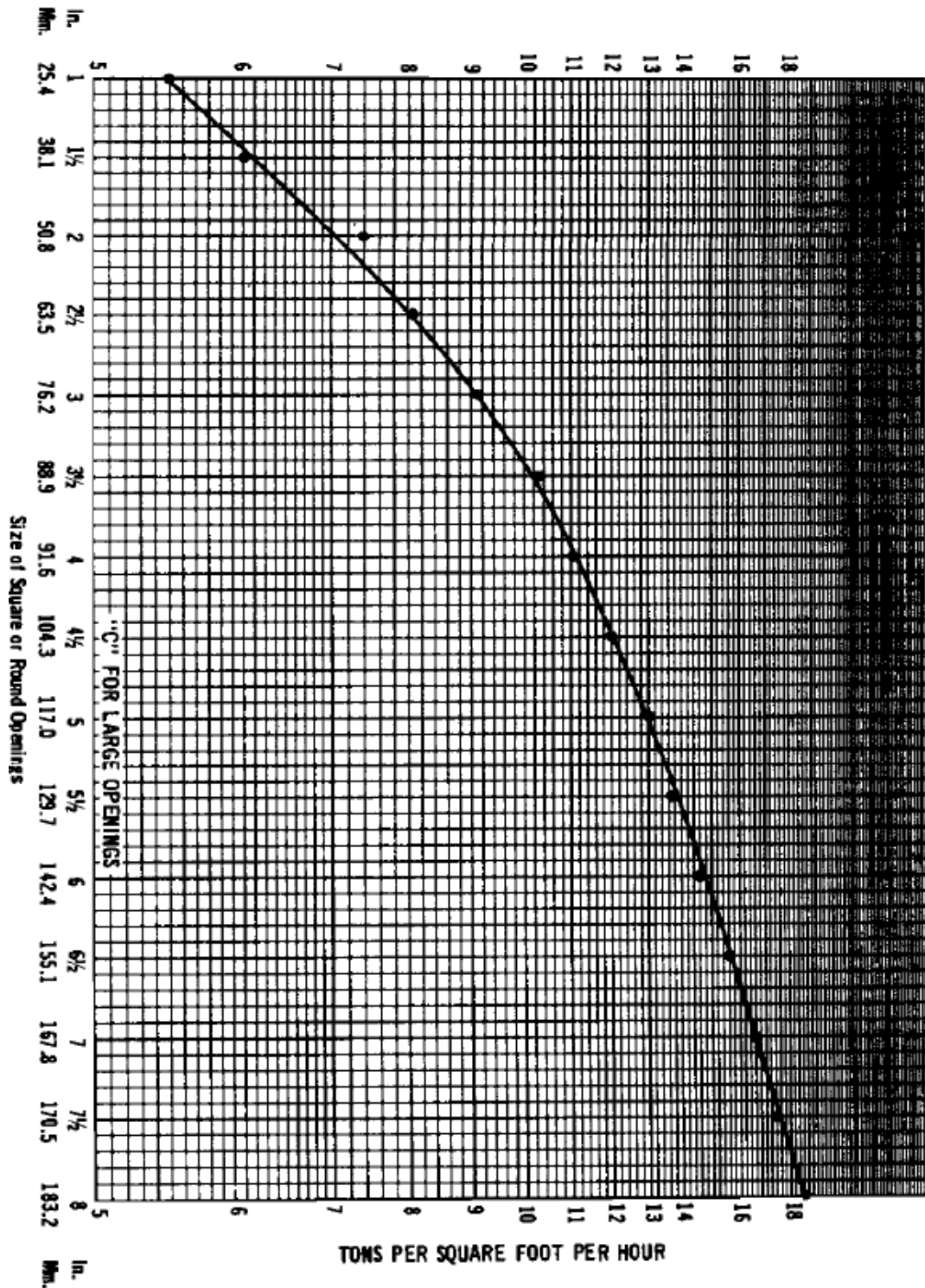
B - VIII. Equivalencia de la serie de tamices U.S. A.S.T.M. – E-11-61

Series de tamices U.S. y su equivalencia con la serie Tyler						
Tamiz		Abertura		Diámetro nominal del alambre		Equivalencia American Tyler
Estandar	Alternativa	[mm]	[in]**	[mm]	[in]**	
107.6 mm	4.24 "	107.60	4.24	6.4	0.2520	...
101.6 mm	4"	101.60	4	6.3	0.2480	...
90.5 mm	3 1/2"	90.50	3.5	6.08	0.2394	...
76.1 mm	3"	76.10	3	5.8	0.2283	...
64 mm	2 1/2"	64.00	2.5	5.5	0.2165	...
53.8 mm	2.12 "	53.80	2.12	5.15	0.2028	...
50.8 mm	2"	50.80	2	5.05	0.1988	...
45.3 mm	1 3/4"	45.30	1.75	4.85	0.1909	...
38.1 mm	1 1/2"	38.10	1.5	4.59	0.1807	...
32 mm	1 1/4"	32.00	1.25	4.23	0.1665	...
26.9 mm	1.06"	26.90	1.06	3.9	0.1535	1.050 in.
25.4 mm	1"	25.40	1	3.8	0.1496	...
22.6 mm	7/8"	22.60	0.875	3.5	0.1378	0.883 in.
19 mm	3/4"	19.00	0.75	3.3	0.1299	0.742 in.
16 mm	5/8"	16.00	0.625	3	0.1181	0.624 in.
13.5 mm	0.53"	13.50	0.63	2.75	0.1083	0.525 in.
12.7 mm	1/2"	12.70	0.5	2.67	0.1051	...
11.2 mm	7/16"	11.20	0.438	2.45	0.0965	0.441 in.
9.51 mm	3/8"	9.51	0.375	2.27	0.0894	0.371 in.
8 mm	5/16"	8.00	0.312	2.07	0.0815	2 1/2 mallas
6.73 mm	0.265"	6.73	0.265	1.87	0.0736	3 mallas
6.35 mm	1/4"	6.35	0.25	1.82	0.0717	...
5.66 mm	No. 3 1/2	5.66	0.223	1.68	0.0661	3 1/2 mallas
4.76 mm	No. 4	4.76	0.187	1.54	0.0606	4 mallas
4 mm	NO. 5	4.00	0.157	1.37	0.0539	5 mallas
3.36 mm	No. 6	3.36	0.132	1.23	0.0484	6 mallas
2.83 mm	No. 7	2.83	0.111	1.10	0.0430	7 mallas
2.38 mm	No. 8	2.38	0.0937	1.00	0.3940	8 mallas
2 mm	No. 10	2.00	0.0787	0.90	0.0354	9 mallas
1.68 mm	No. 12	1.68	0.0661	0.81	0.0319	10 mallas
1.41 mm	No. 14	1.41	0.0555	0.725	0.0285	12 mallas
1.19 mm	No.16	1.19	0.0469	0.65	0.0256	14 mallas
1 mm	No. 18	1.00	0.0394	0.58	0.0228	16 mallas
841 micras	No. 20	0.841	0.0331	0.51	0.0201	20 mallas
707 micras	No.25	0.707	0.0278	0.45	0.0177	24 mallas
595 micras	No. 30	0.595	0.0234	0.39	0.0154	28 mallas
500 micras	No.35	0.500	0.0197	0.34	0.0134	32 mallas
420 micras	No. 40	0.420	0.0165	0.29	0.0114	35 mallas
354 micras	No. 45	0.354	0.0139	0.247	0.0097	42 mallas
297 micras	No. 50	0.297	0.0117	0.215	0.0085	48 mallas
250 micras	No. 60	0.250	0.0098	0.18	0.0071	60 mallas
210 micras	No. 70	0.210	0.0083	0.152	0.0060	65 mallas
117 micras	No. 80	0.177	0.0007	0.131	0.0052	80 mallas
149 micras	No .100	0.149	0.0059	0.11	0.0043	100 mallas
125 micras	No. 120	0.125	0.0049	0.091	0.0036	115 mallas
105 micras	No. 140	0.105	0.0041	0.076	0.0030	150 mallas
88 micras	No. 170	0.088	0.0035	0.064	0.0025	170 mallas
74 micras	No. 200	0.074	0.0029	0.053	0.0021	200 mallas
63 micras	No. 230	0.063	0.0025	0.044	0.0017	250 mallas
53 micras	No. 270	0.053	0.0021	0.037	0.0015	270 mallas
44 micras	No. 325	0.044	0.0017	0.03	0.0012	325 mallas
37 micras	No. 400	0.037	0.0015	0.02	0.0010	400 mallas

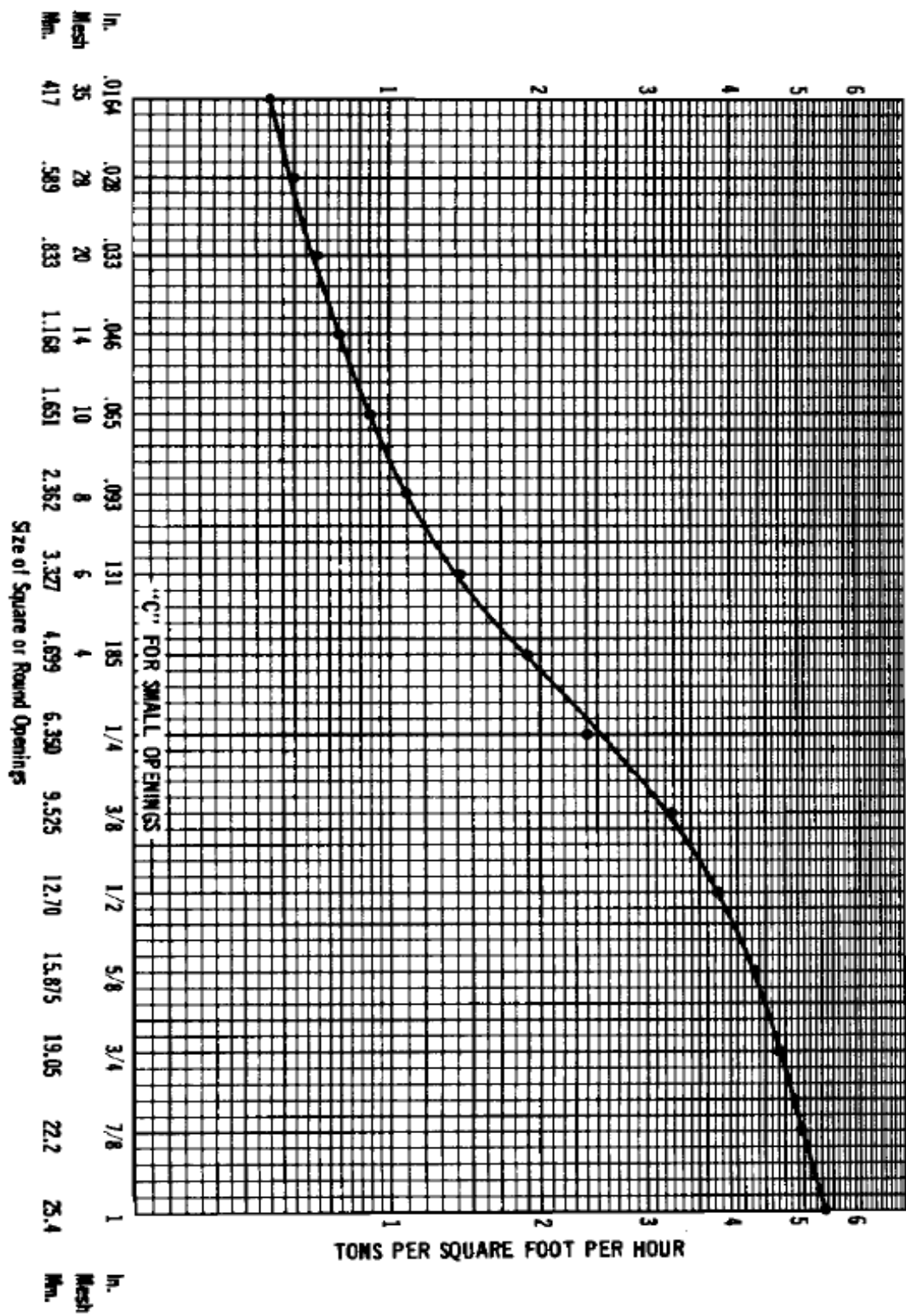
\*\* Equivalentes aproximados

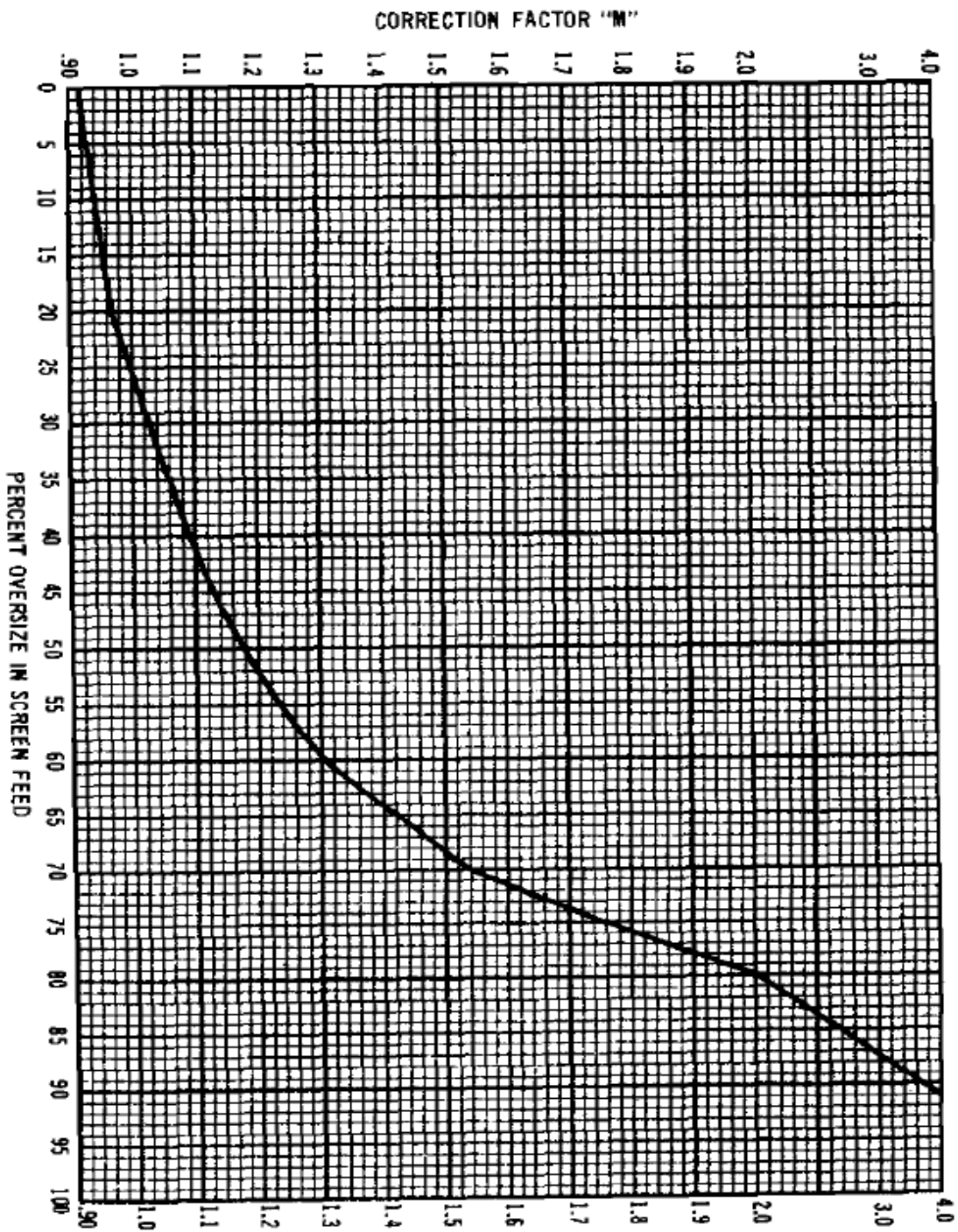
Adaptado de Nordberg (1993).

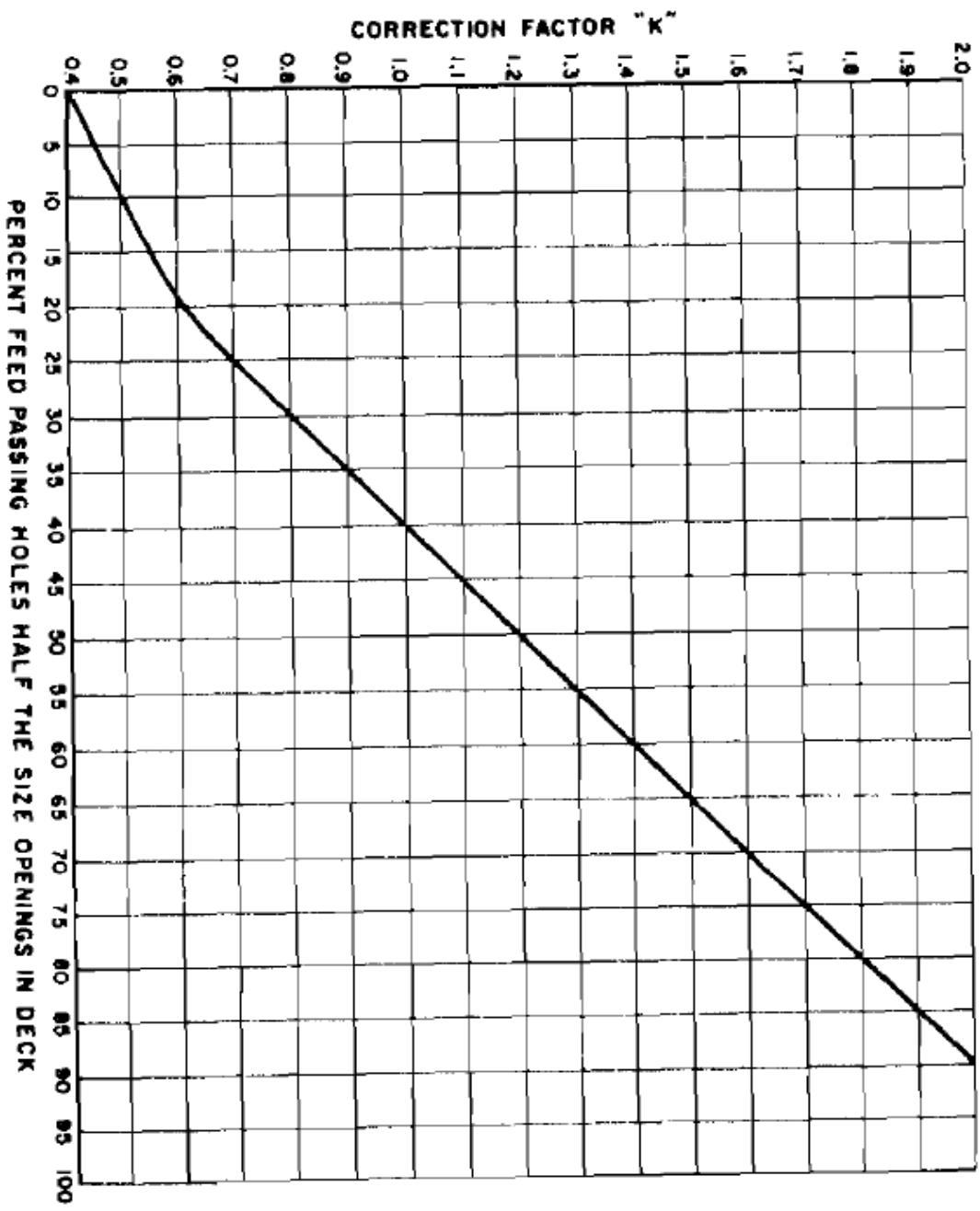
B - IX. Gráficos de corrección de cribas Allis - Chalmers



Adaptado de Mular y Jergensen (1982).







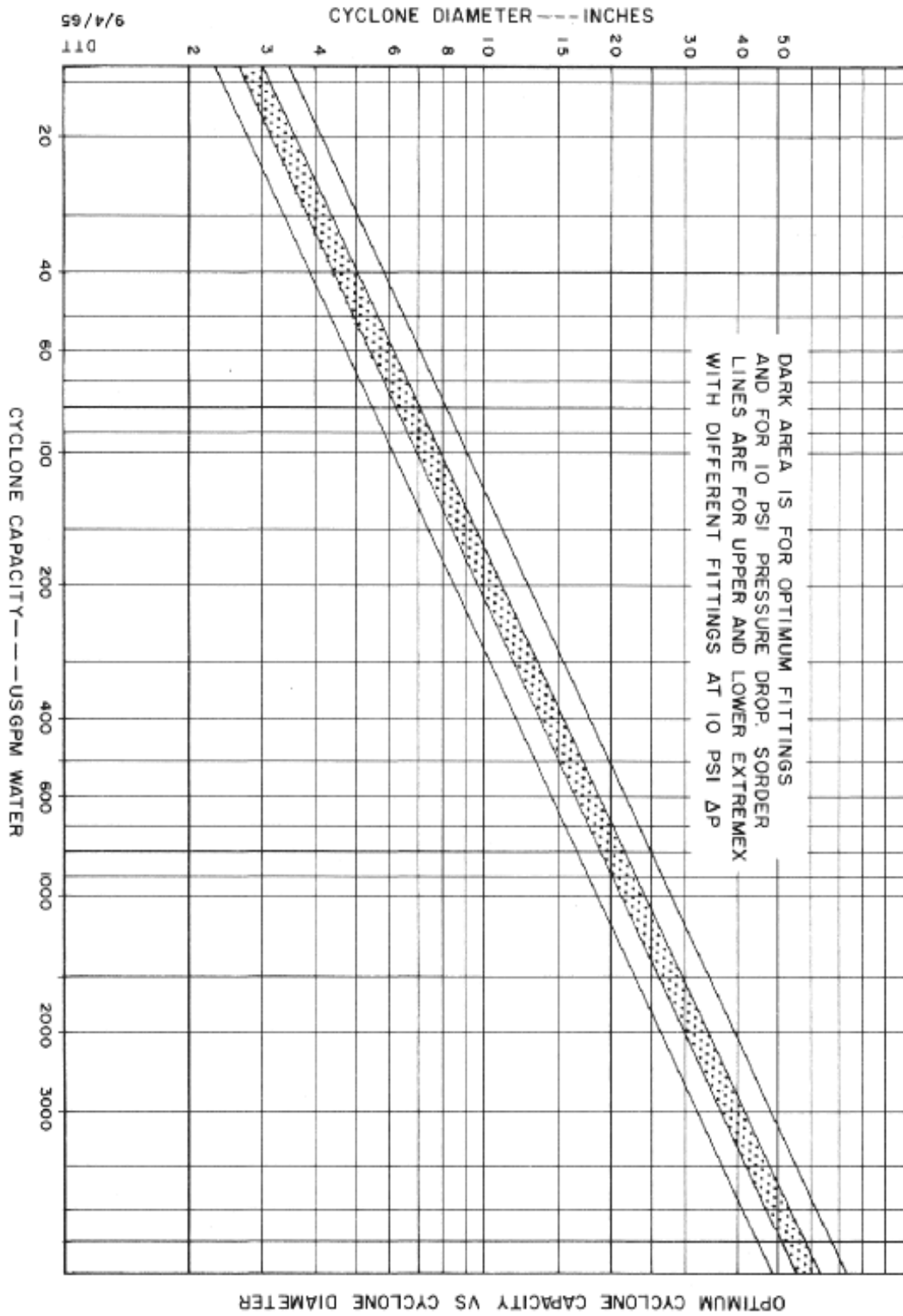


## B - X. Tamaños de cribas industriales

Ancho mm.	Área $m^2$	Ancho mm.	Área $m^2$
254	0.31	1219	5.2
305	0.37	1524	5.57
356	0.43	1219	5.95
356	0.54	1524	6.5
610	0.56	1829	6.69
406	0.62	1524	7.43
610	0.74	1829	7.8
406	0.74	1524	8.36
406	0.74	1829	8.92
508	0.93	2134	9.1
610	1.08	1524	9.29
508	1.24	1829	10.03
610	1.49	2134	10.41
914	1.67	1829	11.15
914	2.23	2134	11.71
1219	2.23	2438	11.89
914	2.79	2134	13.01
1219	2.97	2438	13.38
1219	3.72	2438	14.86
1219	4.46	2438	17.84
1524	4.65		

Adaptado de Gupta y Yan (2006).

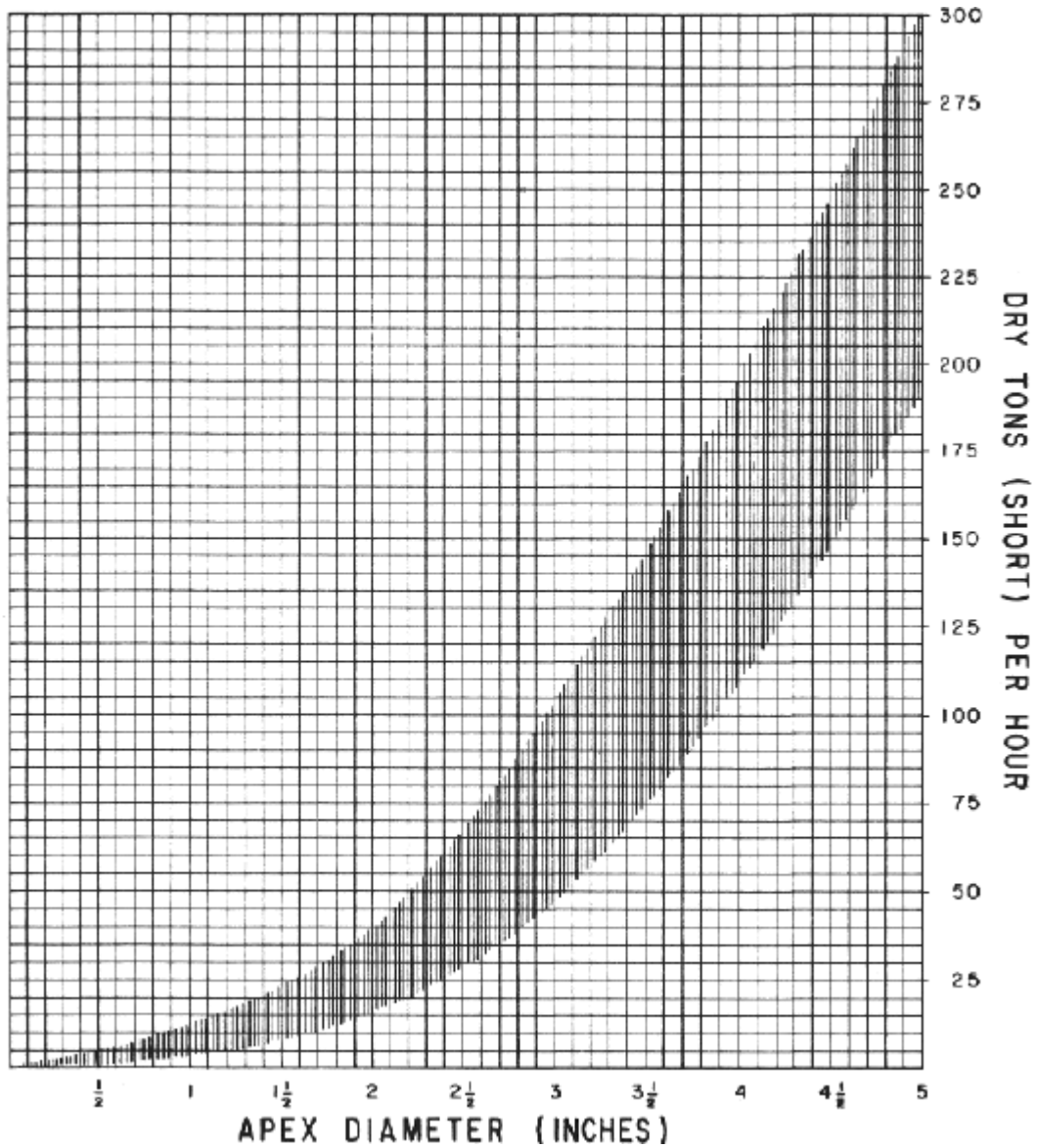
B – XI. Tamaño del ápex y capacidad óptima



Adaptado de Mular y Jergensen (1982).

B - XII. Tamaño del ápex Krebs Engineers

**APEX CAPACITY CHART**  
Krebs Cyclones



Capacity curves shown are for operation with slurry of average particle size distribution.

Specific gravity of particles 2.6 - 3.2

TONS PER HOUR FOR HIGHER GRAVITY ORES (IRON) WILL BE GREATER FOR SAME APEX DIAMETER. CONVERSELY, TPH FOR LIGHTER GRAVITY MATERIALS (COAL) WILL BE LESSER.

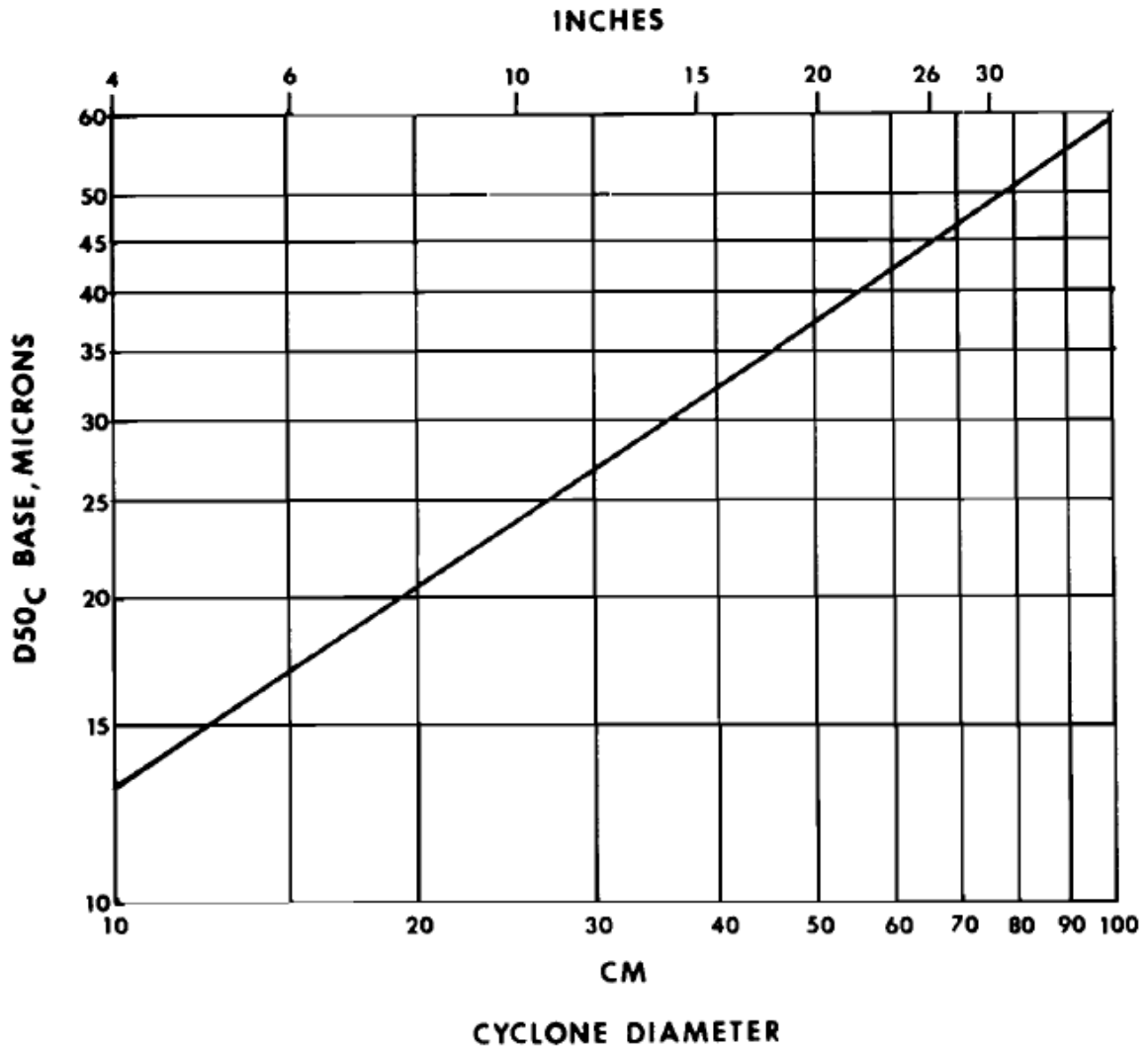
UNDERFLOW DENSITY 60-80% SOLIDS

**KREBS  
ENGINEERS**

1205 CHRYSLER DRIVE • MENLO PARK, CALIF. 94025 • TEL. (415) 325 6711 • TELEX 34-8403 CABLE: KREBSENGRS MENLO PARK.

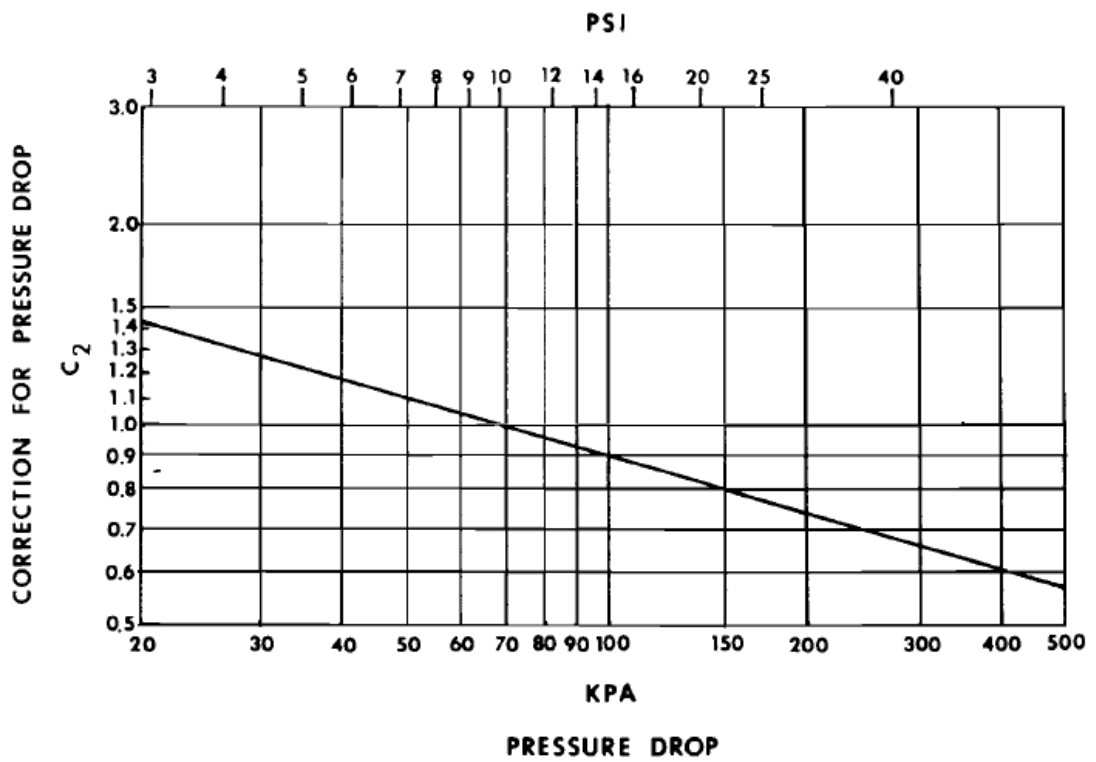
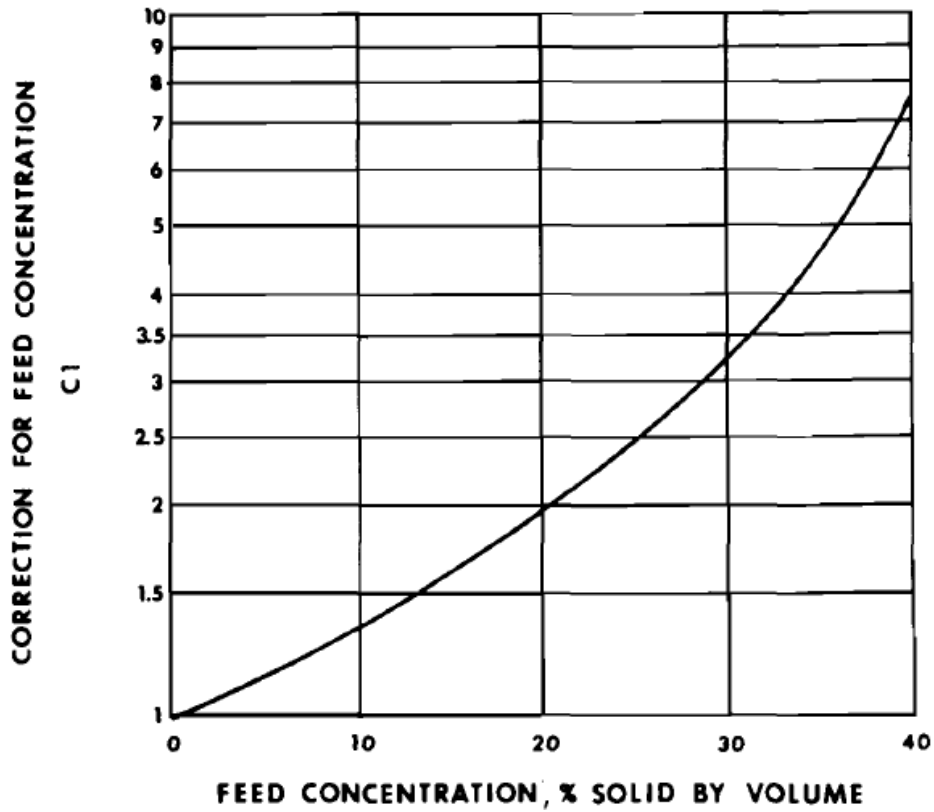
Adaptado de Velázquez (1986).

B-XIII Diámetro del hidrociclón contra  $D_{50}$

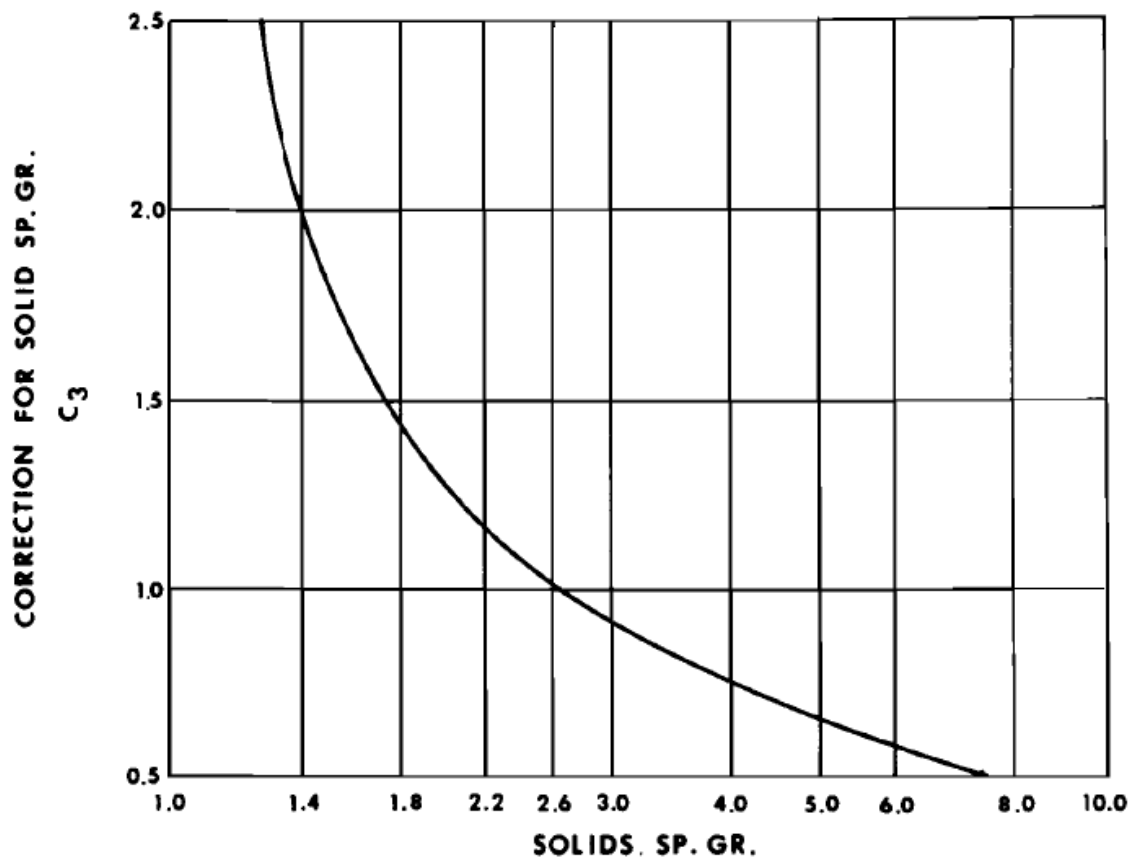


Adaptado de Mular y Jergensen (1982).

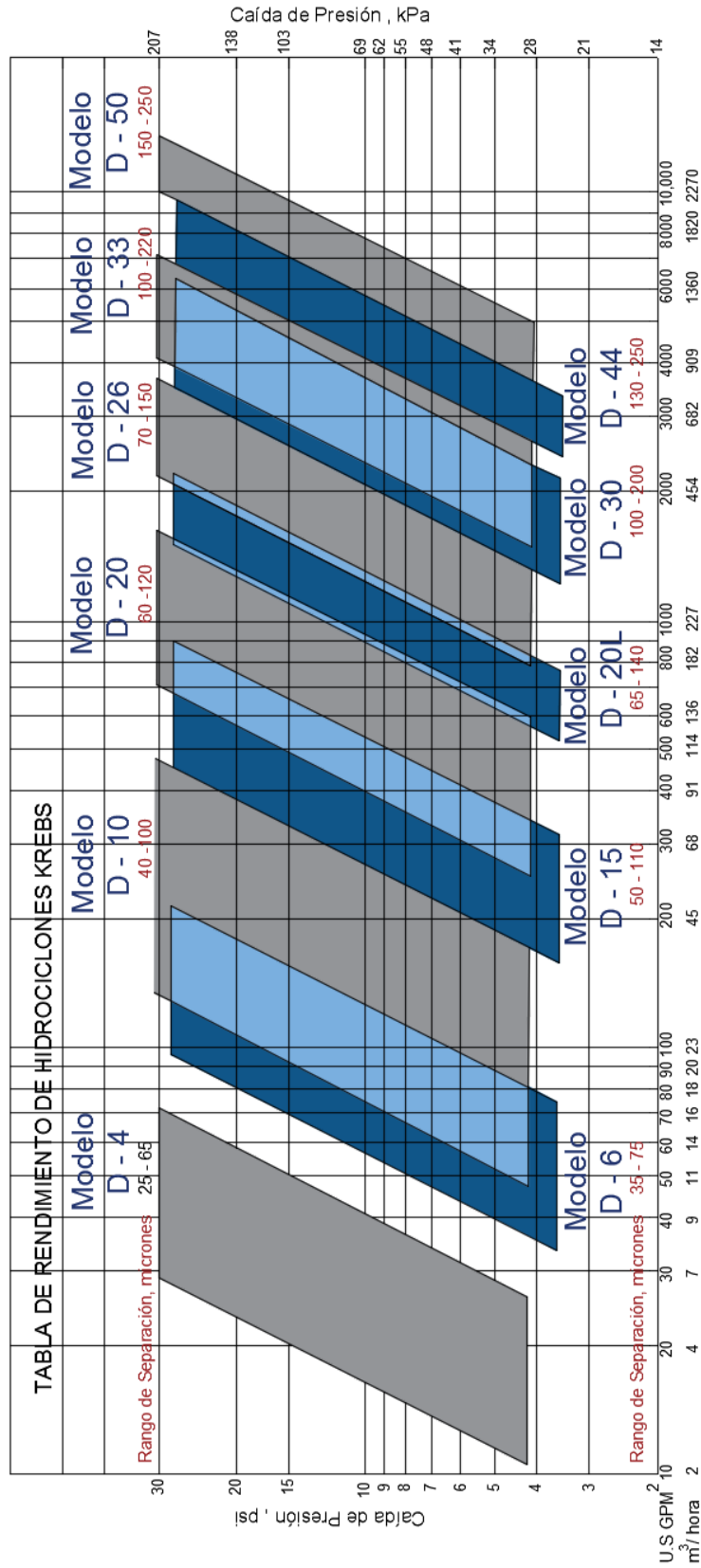
B-XIV Factores de corrección del  $D_{50C}$



Adaptado de Mular y Jergensen (1982).



B-XV Tabla de rendimiento de hidrociclones Krebs Engineers



Adaptado de Krebs Engineers (Ciclones Krebs para la Industria de la Minería).

## B-XVI Métodos para la construcción de pilas



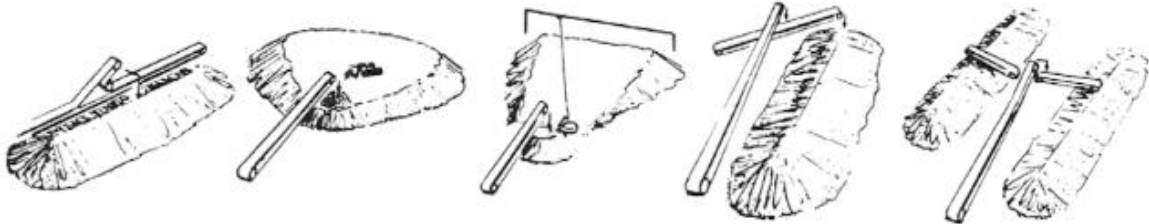
No Auxiliary—  
Conical Pile

With Slinger—  
Conical Pile

With Pivoted Boom—  
Radial Windrow

With Reversible Belt—  
Two Conical Piles

With Shuttle Belt—  
Windrow



Single Stationary  
Conveyor,  
with Tripper—  
Windrow

Single Stationary  
Conveyor,  
with Loader,  
Dozer, Carryall

Single Stationary  
Conveyor,  
with Drag Scraper—  
Conical or Windrow

Stacker,  
with Single-Wing  
Conveyor—  
Windrow

Stacker,  
with Double-Wing  
Conveyor—  
Two Windrows



Radial Stacker,  
No Auxiliary—  
Radial Windrow

Radial Stacker,  
with Slinger or Thrower—  
Radial Windrow

Stacker,  
with Radial Boom—  
Windrow

Stacker,  
with Traveling Radial Boom—  
Windrow

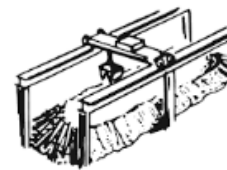
Bridge Conveyor,  
with Tripper—  
Windrow



Drag Scraper—Conical Pile or Windrow



Dragline, Clamshell, or Shovel—Conical Pile or Windrow



Bridge Crane—Windrow



Loader, Dozer—Ramped Storage



Truck—Ramped Storage

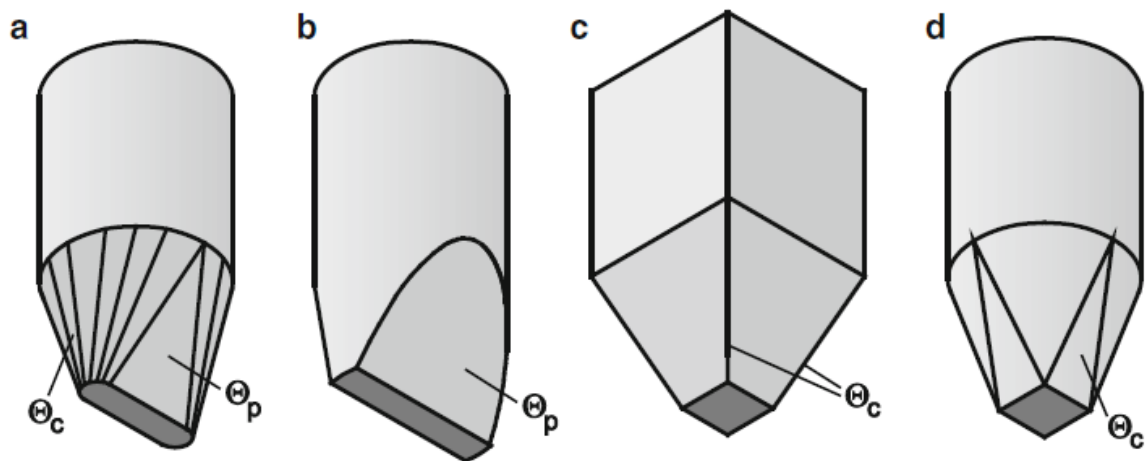
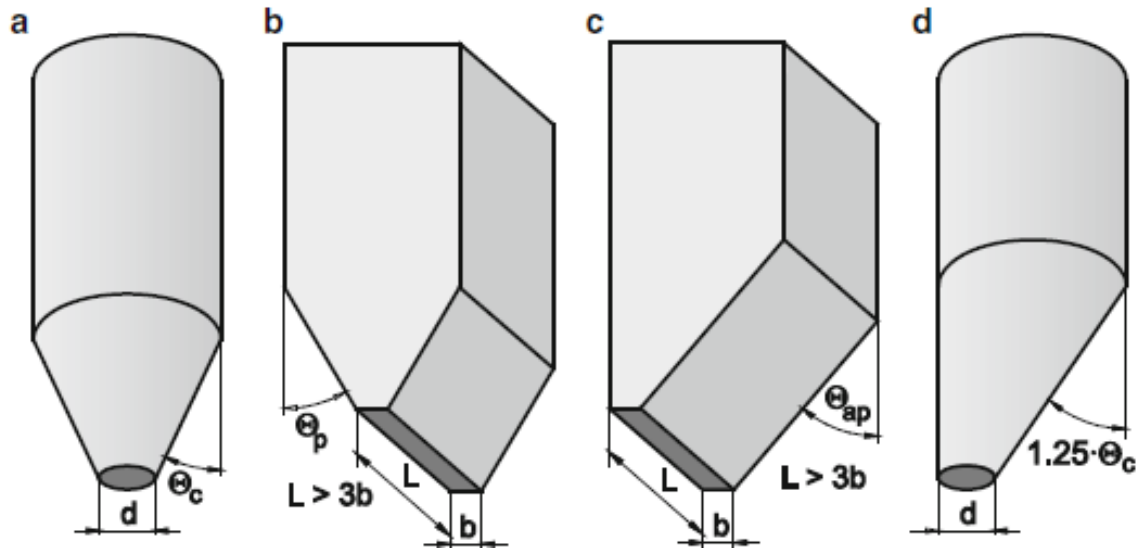


Truck, Truck Dump Piler—Conical Pile or Windrow

Adaptado de Weiss (1985).



## B-XVII Diseño típicos de tolvas



Adaptado de Merkus y Meesters (2016).

## B-XVIII Configuraciones de bandas transportadoras



Figure 2.2 Horizontal belt.

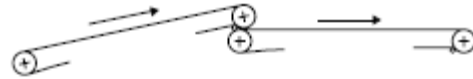


Figure 2.6 Ascending and horizontal path, when advisable to use two conveyor belts.



Figure 2.3 Horizontal and ascending path, when space will permit vertical curve and belt strength will permit one belt.

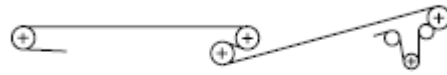


Figure 2.7 Possible horizontal and ascending path, when space will not permit vertical curve but belt strength will permit only one belt.



Figure 2.4 Ascending and horizontal path, when belt tensions will permit one belt and space will permit vertical curve.



Figure 2.8 Compound path with declines, horizontal portions, vertical curves, and incline.



Figure 2.5 Possible horizontal and ascending path, when space will not permit a vertical curve or when the conveyor belt strength requires two belts.



Figure 2.9 Loading can be accomplished, as shown, on minor inclines or declines.

Adaptado de CEMA (2002).



Figure 2.10 Traveling loading chute to receive materials at a number of points along conveyor.

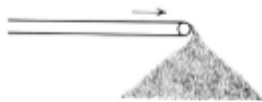


Figure 2.11 Discharge over end pulley to form conical pile.

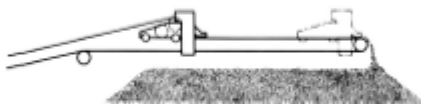


Figure 2.12 Discharge by traveling tripper or through the tripper to the storage pile. See Figure 2.14.

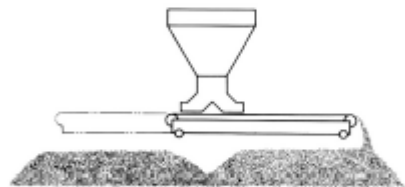


Figure 2.13 Discharge over either end-pulley of a reversible shuttle belt conveyor.



Figure 2.14 Discharge from tripper to one side only, to both sides, or forward again on conveyor belt.

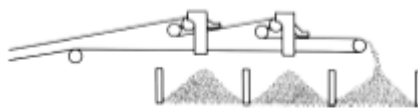


Figure 2.15 Discharge by fixed trippers with or without cross conveyors to fixed piles or bin openings.

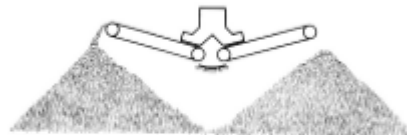


Figure 2.16 Discharge by traveling or stationary trippers to ascending cross conveyors carried by tripper.

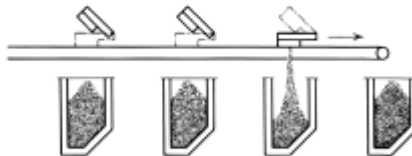


Figure 2.17 Discharge by hinged plows to one or more fixed locations on one or both sides of conveyor plows. Device can be adjusted for proportioned discharge to several places.

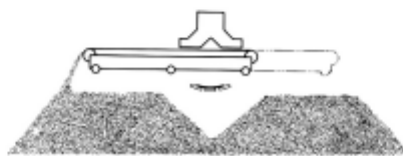


Figure 2.18 Discharge by traveling or stationary tripper carrying reversible shuttle belt.

## B-XIX Sección transversal de tres rodillos

20-degree troughed belt—three equal rolls standard edge distance =  $0.055b + 0.9$  inch.

Belt Width (Inches)	$A_t$ - Cross Section of Load (ft <sup>2</sup> )							Capacity at 100 FPM (ft <sup>3</sup> /hr)						
	Surcharge Angle							Surcharge Angle						
	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°
18	.089	.108	.128	.147	.167	.188	.209	537	653	769	886	1005	1128	1254
24	.173	.209	.246	.283	.320	.359	.399	1041	1258	1477	1698	1924	2155	2394
30	.284	.343	.402	.462	.522	.585	.649	1708	2060	2414	2772	3137	3511	3897
36	.423	.509	.596	.684	.774	.866	.960	2538	3057	3579	4107	4645	5196	5765
42	.588	.708	.828	.950	1.074	1.201	1.332	3533	4250	4972	5703	6447	7210	7997
48	.781	.940	1.099	1.260	1.424	1.592	1.765	4691	5640	6594	7560	8544	9552	10592
54	1.002	1.204	1.407	1.613	1.822	2.037	2.258	6013	7225	8444	9678	10935	12223	13552
60	1.249	1.501	1.753	2.009	2.270	2.537	2.812	7498	9006	10522	12057	13621	15223	16876
72	1.826	2.192	2.560	2.933	3.312	3.701	4.102	10961	13155	15364	17599	19876	22210	24617
84	2.513	3.014	3.519	4.030	4.551	5.085	5.635	15079	18089	21119	24186	27309	30511	33813
96	3.308	3.967	4.631	5.302	5.986	6.687	7.411	19850	23806	27787	31816	35921	40128	44466

35-degree troughed belt—three equal rolls standard edge distance =  $0.055b + 0.9$  inch.

Belt Width (Inches)	$A_t$ - Cross Section of Load (ft <sup>2</sup> )							Capacity at 100 FPM (ft <sup>3</sup> /hr)						
	Surcharge Angle							Surcharge Angle						
	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°
18	.144	.160	.177	.194	.212	.230	.248	864	964	1066	1169	1274	1381	1492
24	.278	.309	.341	.373	.406	.440	.474	1668	1857	2048	2241	2438	2640	2847
30	.455	.506	.557	.609	.662	.716	.772	2733	3039	3346	3658	3975	4300	4636
36	.676	.751	.826	.903	.980	1.060	1.142	4058	4508	4961	5419	5886	6364	6857
42	.940	1.044	1.148	1.254	1.361	1.471	1.585	5644	6266	6891	7524	8169	8830	9511
48	1.248	1.385	1.523	1.662	1.804	1.949	2.099	7491	8312	9138	9974	10825	11698	12598
54	1.599	1.774	1.950	2.128	2.309	2.494	2.686	9598	10646	11700	12768	13855	14969	16118
60	1.994	2.211	2.429	2.651	2.876	3.107	3.345	11966	13269	14580	15906	17257	18642	21058
72	2.913	3.229	3.547	3.869	4.197	4.532	4.879	17484	19378	21285	23215	25182	27196	29275
84	4.007	4.440	4.876	5.317	5.766	6.226	6.701	24043	26641	29256	31902	34597	37360	40210
96	5.274	5.842	6.415	6.994	7.584	8.189	8.812	31645	35058	38490	41966	45506	49134	52876

Adaptado de Alles (2008).

45-degree troughed belt—three equal rolls standard edge distance =  $0.055b + 0.9$  inch.

Belt Width (Inches)	$A_T$ - Cross Section of Load (ft <sup>2</sup> )							Capacity at 100 FPM (ft <sup>3</sup> /hr)						
	Surcharge Angle							Surcharge Angle						
	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°
18	.170	.184	.199	.214	.230	.245	.262	1021	1109	1198	1289	1380	1475	1572
24	.327	.355	.383	.411	.439	.469	.499	1967	2132	2299	2467	2638	2814	2996
30	.536	.580	.625	.670	.716	.763	.812	3218	3484	3752	4023	4299	4581	4873
36	.795	.860	.926	.992	1.060	1.129	1.200	4775	5165	5558	5955	6360	6775	7204
42	1.106	1.195	1.286	1.377	1.470	1.566	1.664	6636	7175	7717	8265	8824	9397	9987
48	1.467	1.585	1.704	1.825	1.948	2.074	2.204	8803	9514	10229	10953	11690	12445	13224
54	1.879	2.030	2.182	2.336	2.492	2.653	2.819	11276	12182	13094	14017	14957	15921	16915
60	2.342	2.529	2.718	2.909	3.104	3.303	3.509	14053	15179	16312	17458	18626	19823	21059
72	3.420	3.693	3.967	4.245	4.528	4.818	5.117	20524	22160	23807	25473	27171	28910	30705
84	4.702	5.076	5.452	5.832	6.220	6.617	7.027	28216	30458	32713	34997	37322	39706	42165
96	6.188	6.678	7.172	7.671	8.180	8.701	9.239	37128	40071	43032	46029	49081	52210	55437

Flat belt capacity standard edge distance =  $0.055b + 0.9$  inch.

Belt Width (Inches)	$A_S$ - Cross Section of Load (ft <sup>2</sup> )							Capacity at 100 FPM (ft <sup>3</sup> /hr)						
	Surcharge Angle							Surcharge Angle						
	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°
18	.020	.041	.062	.083	.105	.127		123	246	372	498	630	762	
24	.039	.077	.117	.157	.198	.241		232	466	702	942	1190	1444	
30	.063	.126	.190	.255	.321	.390		376	756	1137	1527	1928	2340	
36	.092	.185	.280	.376	.474	.575		555	1113	1677	2253	2844	3450	
42	.130	.257	.387	.520	.656	.796		768	1540	2322	3120	3936	4776	
48	.169	.340	.512	.688	.868	1.053		1016	2037	3072	4126	5208	6318	
54	.216	.434	.654	.879	1.109	1.346		1298	2604	3927	5273	6654	8076	
60	.269	.540	.814	1.093	1.380	1.675		1614	3240	4885	6560	8278	10050	
72	.392	.786	1.186	1.593	2.010	2.440		2353	4720	7116	9558	12060	14640	
84	.538	1.080	1.628	2.186	2.758	3.349		3229	6478	9767	13117	16550	20091	
96	.707	1.419	2.139	2.873	3.625	4.400		4243	8514	12835	17238	21750	26404	

## B-XX Ángulo máximo de inclinación

Material	Maximum Incline Angle
Alum, fine	26-27°
Alum, lumpy	26-30°
Ammonium nitrate	25-30°
Ammonium sulphate (granular)	25-30°
Asbestos ore or rock	25-30°
Asbestos, shred	30°
Ashes, coal, dry, ½" and under	28°
Ashes, coal, dry, 3" and under	28°
Ashes, fly	25-30°
Bagasse	30°
Bark, wood, refuse	30°
Barley	25-27°
Barytes, powdered	25-27°
Bauxite, ground, dry	30°
Bauxite, mine run	30°
Bauxite, crushed 3" and under	30°
Beans, castor, whole	25°
Beet pulp, dry	30°
Beets, sugar	25°
Beets, whole	25-27°
Brewers grain, spent, dry	25-27°
Brick, hard	25-30°
Bricks	25°
Cement	35°
Cement, Portland	25-35°
Cement, Portland, aerated	20°
Cement, rock, (see limestone)	30-32°
Cement, clinker	30-35°
Chaff, lumpy	30°
Charcoal	30°
Chips, paper mill, softwood	30°
Cinders, blast furnace	28-30°
Cinders, coal	28-35°
Clay, calcined	30-32°

Adaptado de CEMA (2002).

Material	Maximum Incline Angle
Clay, dry	35°
Clay, wet	30°
Clinker	35°
Coal, crushed	30°
Coal, washed	35°
Coal, briquettes	25°
Coal, bituminous, mined 50 mesh or under	30-32°
Coal, bituminous, mined, run of mine	30-32°
Coal, bituminous, mined, slack, ½" and under	30-32°
Coal, bituminous, stripping, not cleaned	30-32°
Coal, Lignite	30-32°
Coke, loose	30-32°
Coke, petroleum calcined	30-32°
Coke breeze, ¼" and under	30°
Concrete, 2" slump, wet	30-32°
Concrete, 4" slump, wet	30-32°
Concrete, 6" slump, wet	30-32°
Concrete, in place, stone	30-35°
Copper ore	30-35°
Copper ore, crushed	30-35°
Copper sulfate	25°
Corn, ear	28-30°
Corn, shelled	25-28°
Cottonseed, dry, de-linted	25°
Cottonseed, dry, not de-linted	30°
Cottonseed cake, crushed	30°
Dolomite, lumpy	30-32°
Earth, as excavated, dry	40°
Earth, wet, containing clay	40-45°
Feldspar, ½" screenings	30°
Feldspar, ½" to 3" lumps	30°
Fertilizer, pellets	25°
Fertilizer, fine grained	30°
Fluospar, ½" screenings	30°
Foundry refuse, old sand cores, etc.	30°

Material	Maximum Incline Angle
Glass	20-25°
Grain	20-25°
Grain, distillery, spent, dry	25-27°
Granite, 1/2" screenings	30-32°
Granite, 1 1/2" to 3" lumps	30-32°
Granite, broken	30-32°
Graphite, flake	25°
Gravel	30-35°
Gravel, bank run	30°
Gravel, dry, sharp	32°
Gravel, pebbles	20°
Gravel, washed	25°
Gypsum dust, aerated	26-28°
Gypsum dust, non-aerated	28-20°
Gypsum, 1 1/2" to 3" lumps	30°
Guano, dry	28°
Ice, crushed	23-25°
Ilmenite ore (Titanium ore)	30°
Iron ore	30-32°
Iron ore, crushed, 1/2"	30-32°
Iron ore, pellets	25-30°
Iron oxide, pigment	28°
Kaolin clay, 3" and under	28°
Lead ores, fine	30°
Lead oxides	30°
Lignite, air dried	30°
Lime, ground, 1/8" and under	30°
Lime, hydrated, 1/8" and under	28°
Lime, hydrated, pulverized	25-28°
Lime, pebble	28°
Limestone, crushed	30°
Limestone, dust	28-30°
Loam, mud, clay, dry	35°
Loam, mud, clay, wet	30°
Lumps, mixed to 2"	35°
Lumps, mixed to 4", sized to 3"	30°



Material	Maximum Incline Angle
Lumps, mixed to 6", sized to 4"	28°
Manganese ore	30-32°
Manganese sulphate	28-30°
Marble, crushed, ½" and under	30-35°
Molybdenite, ore	30°
Mud, dry	35°
Mud, wet	30°
Peanuts, in shells	30°
Phosphate, acid, fertilizer	28°
Phosphate triple super, ground fertilizer	30°
Phosphate rock, broken, dry	30°
Phosphate rock, pulverized	30°
Phosphate sand, wet	30°
Potash ore	30°
Potatoes	30°
Pyrites, iron, 2" to 3" lumps	28°
Quartz, ½" screenings	30°
Rock, crushed	30-35°
Rock, soft, excavated with shovel	30-35°
Rubber, pelletized	30-35°
Rye	30°
Salt	30-35°
Salt, common dry, coarse	30°
Salt, common dry, fine	28°
Salt cake, dry, coarse	30°
Sand, bank, amp	30-45°
Sand, bank, dry	25-36°
Sand, dry, fine	25°
Sand, foundry, prepared	30-35°
Sand, foundry, shakeout	28°
Sand, Gravel, mixed	30°
Sand, wet	35-45°
Sandstone, broken	32°
Sinter	30°
Slag, blast furnace	30°
Soap chips	20°

Material	Maximum Incline Angle
Soapstone, talc, lumps	30°
Soda ash, briquettes	32°
Soil	30°
Soybeans, cracked	25°
Soybean cake, over 1/2"	28-30°
Sugar, granulated	30°
Sugar, raw, cane	30°
Sulphur, lumpy	30-35°
Sulphur, ore	30-35°
Titanium ore	30-35°
Triple super phosphate	30°
Walnut shells, crushed	30°
Wheat	25-30°
Wood chips	30°
Zinc ore, crushed	30°
Zinc ore, roasted	30°

## B-XXI Combinaciones de accionamiento simple y doble

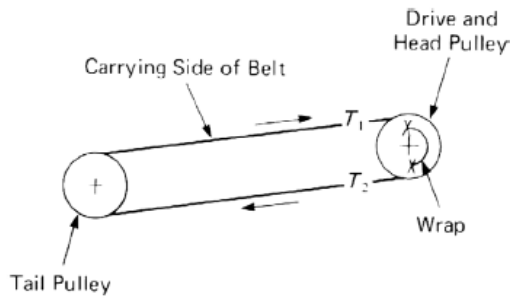


Figure 6.6A Single-pulley drive at head end of conveyor without snub pulley.

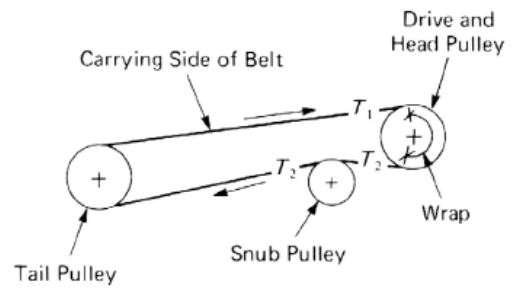


Figure 6.6B Single-pulley drive at head end of conveyor with snub pulley.

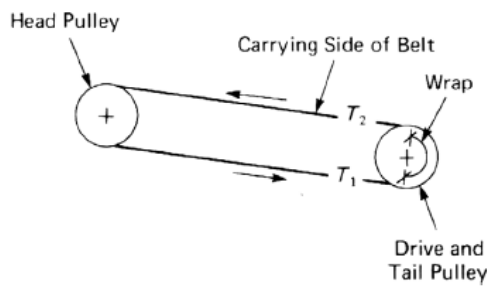


Figure 6.6C Single-pulley drive at tail end without snub pulley. Used when head end drive cannot be applied.

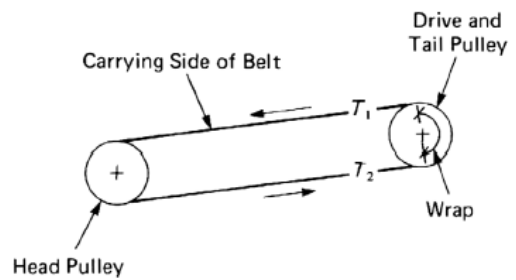


Figure 6.6D Single-pulley drive at tail end of conveyor without snub pulley; regenerative.

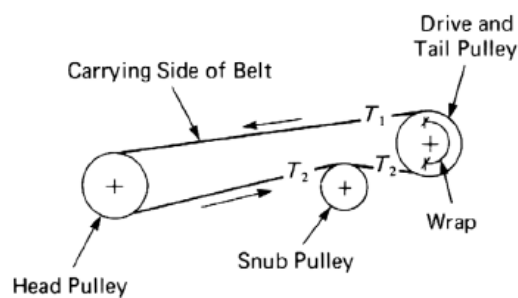


Figure 6.6E Single-pulley drive at tail end of conveyor with snub pulley; regenerative.

Adaptado de CEMA (2002).

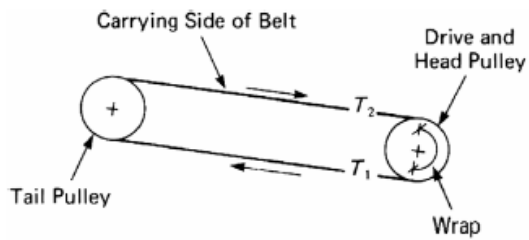


Figure 6.6F Single-pulley drive at head end of conveyor without snub pulley; regenerative.

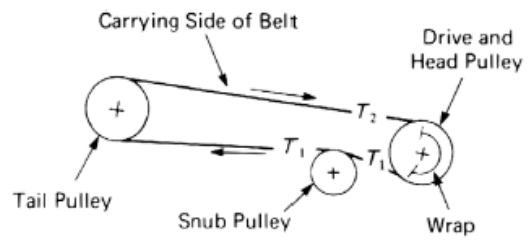


Figure 6.6G Single-pulley drive at head end of conveyor with snub pulley; regenerative.

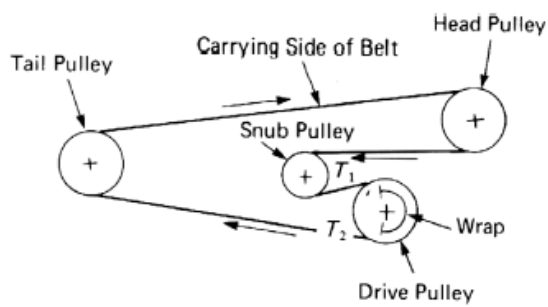


Figure 6.6H Single-pulley drive on return run.

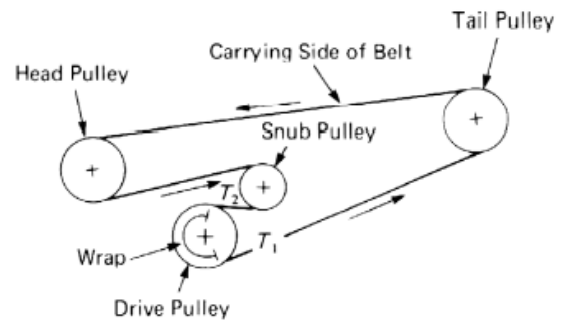


Figure 6.6I Single-pulley drive on return run; regenerative.

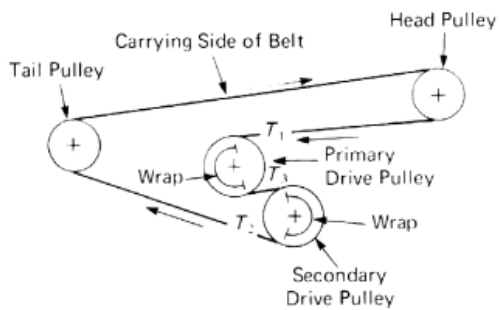


Figure 6.7A Dual-pulley drive on return run.

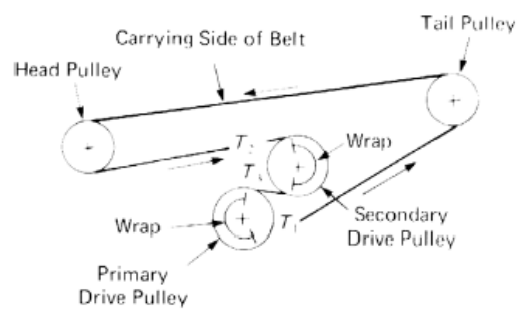


Figure 6.7B Dual-pulley drive on return run; regenerative.

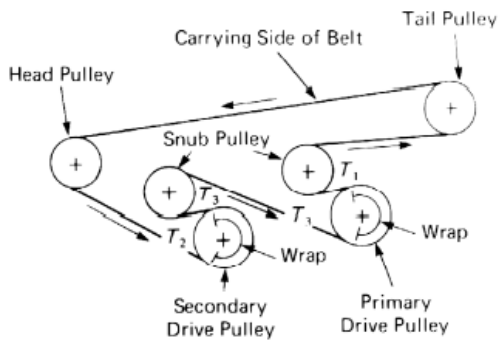


Figure 6.7C Dual-pulley drive on return run; regenerative.

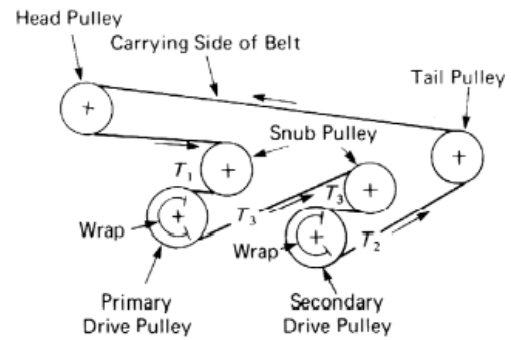


Figure 6.7D Dual-pulley drive on return run. Drive pulleys engage clean side of belt.

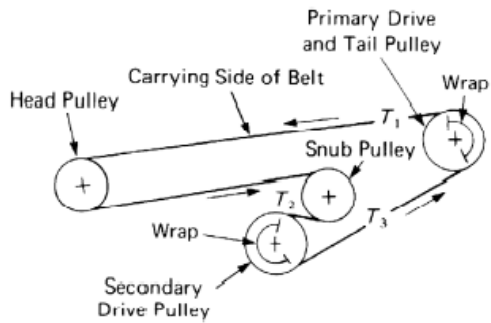


Figure 6.7E Dual-pulley drive with primary drive on tail pulley of conveyor; regenerative.

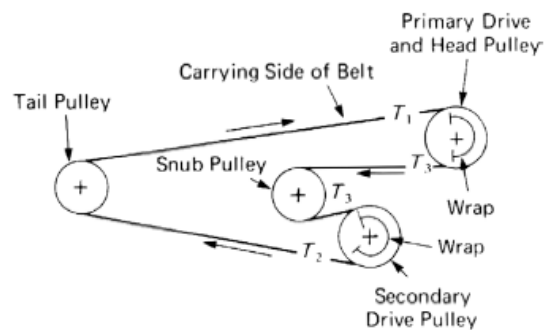


Figure 6.7F Dual-pulley drive with primary drive on head pulley of conveyor.

## B-XXII Valores de rugosidad en tuberías

<b>VALORES DE RUGOSIDAD EN TUBERÍAS NUEVAS</b>		
Material	Rugosidad "ε"	
	ft.	mm.
Vidrio, plástico y perspex	0.000082	0.0025
Concreto rugoso	0.003 - 0.03	0.9 - 9
Concreto liso	0.000082	0.025
Madera	0.0016	0.5
Hule alisado	0.000033	0.01
Cobre o latón	0.000005	0.0015
Hierro fundido	0.00085	0.26
Hierro galvanizado	0.0005	0.15
Hierro forjado	0.00015	0.046
Acero inoxidable	0.000007	0.002
Acero comercial	0.00015	0.045
Acero revestido de mortero	0.00032	0.1
Acero oxidado	0.0016	0.5
Acero estructural	0.000082	0.025
Cobre	0.0000043 - 0.0000049	0.0013 - 0.0015
Caucho	0.0000033 - 0.0000052	0.001 - 0.0016

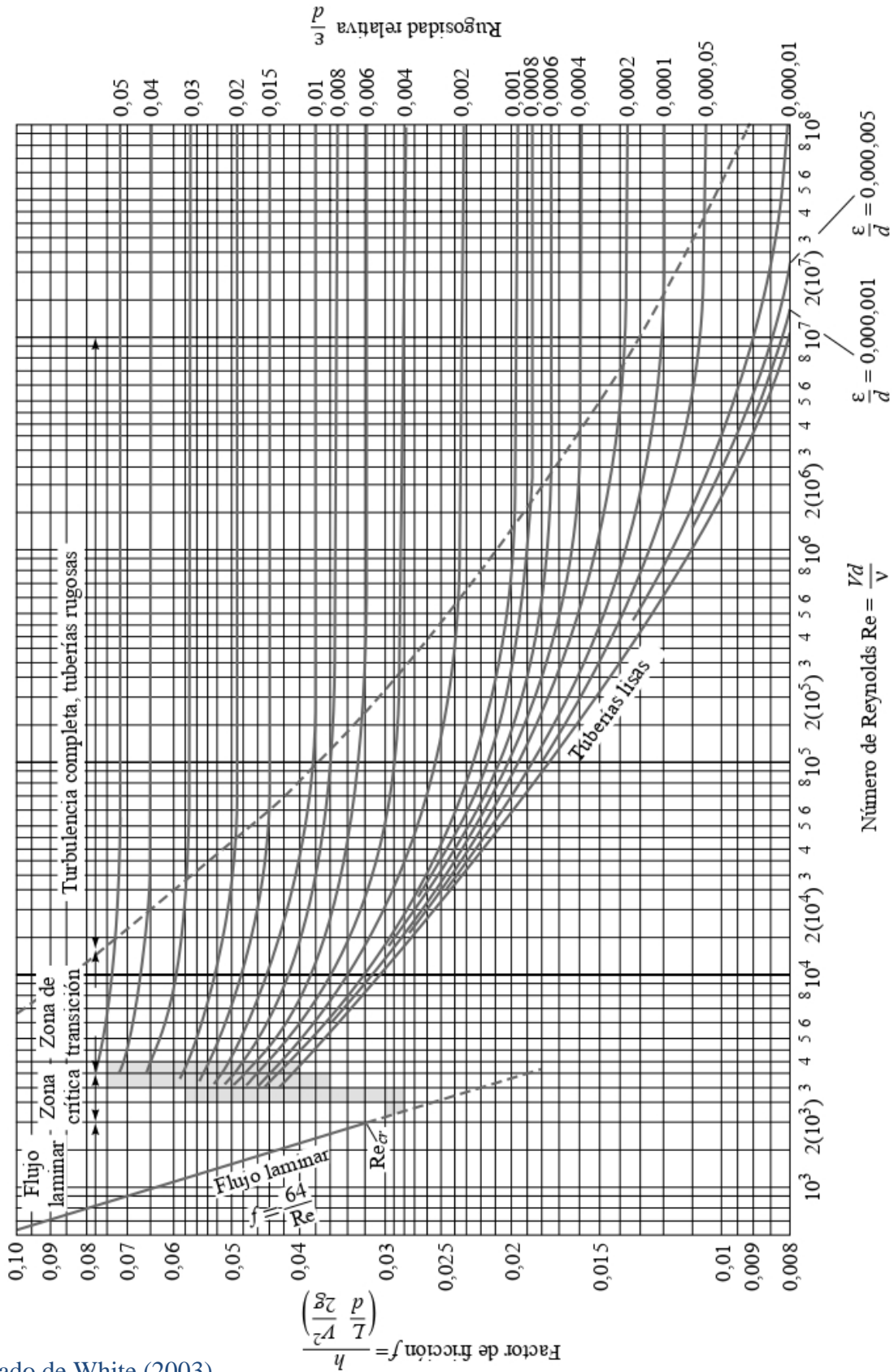
Adaptado de Çengel y Cimbala (2006).

## B-XXIII Factores de fricción en tuberías de acero

FACTOR DE FRICCIÓN PARA TUBERÍAS NUEVAS DE ACERO							
Diámetro, in	Velocidad en ft/seg						
	1	2	3	4	5	10	15
0.5	0.038	0.034	0.032	0.03	0.029	0.025	0.024
0.75	0.037	0.033	0.031	0.029	0.028	0.025	0.024
1	0.035	0.032	0.03	0.028	0.027	0.024	0.023
2	0.033	0.03	0.028	0.027	0.026	0.024	0.023
3	0.032	0.029	0.027	0.026	0.025	0.023	0.022
4	0.031	0.028	0.026	0.026	0.025	0.023	0.022
5	0.03	0.027	0.026	0.025	0.024	0.022	0.022
6	0.029	0.026	0.025	0.024	0.024	0.022	0.021
8	0.028	0.025	0.024	0.023	0.023	0.021	0.021
10	0.026	0.024	0.023	0.022	0.022	0.021	0.02
12	0.025	0.023	0.022	0.022	0.021	0.02	0.02
14	0.024	0.022	0.022	0.021	0.021	0.02	0.019
16	0.023	0.022	0.021	0.02	0.02	0.016	0.019
18	0.022	0.021	0.02	0.02	0.02	0.019	0.018
20	0.022	0.02	0.02	0.019	0.019	0.018	0.018
24	0.02	0.019	0.019	0.018	0.018	0.018	0.017
30	0.019	0.018	0.018	0.017	0.017	0.017	0.016
36	0.017	0.017	0.016	0.016	0.016	0.016	0.015
42	0.016	0.016	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015
48	0.015	0.015	0.015	0.014	0.014	0.014	0.014
54	0.014	0.014	0.014	0.014	0.014	0.013	0.013
60	0.013	0.013	0.013	0.013	0.013	0.013	0.013
72	0.012	0.012	0.012	0.012	0.012	0.012	0.012
84	0.012	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011	0.011

Adaptado de Araujo (1992) y Velázquez (1986).

## B-XXIV Diagrama de Moody

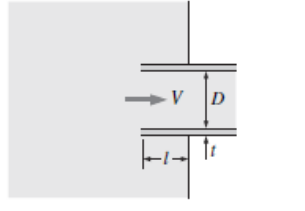
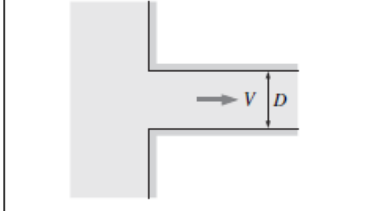
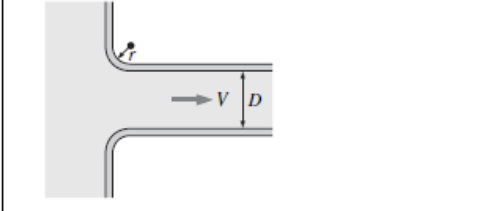
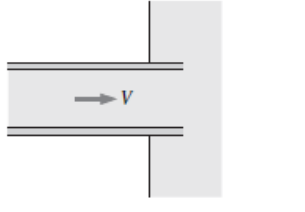
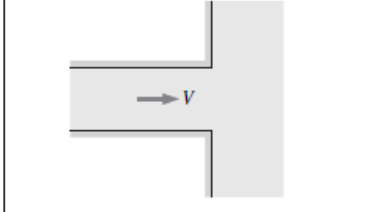
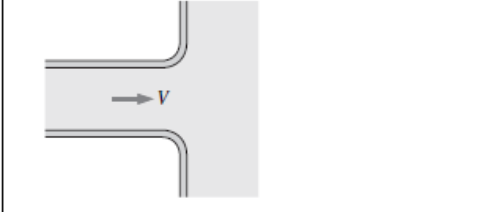


Adaptado de White (2003).



## B-XXV Coeficiente de pérdida $K_L$

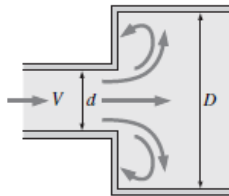
Coeficientes de pérdida  $K_L$  de varios accesorios de tubería para flujo turbulento (para usar en la relación  $h_L = K_L V^2 / (2g)$ , donde  $V$  es la velocidad promedio en la tubería que contiene el accesorio)\*

<p><i>Entrada de la tubería</i> Reentrante: <math>K_L = 0.80</math> (<math>t \ll D</math> e <math>l \approx 0.1D</math>)</p> 	<p><i>De borde agudo:</i> <math>K_L = 0.50</math></p> 	<p><i>Redondeada (r/D &gt; 0.2):</i> <math>K_L = 0.03</math> <i>Ligeramente redondeada (r/D = 0.1):</i> <math>K_L = 0.12</math> (véase figura 8-36)</p> 
<p><i>Salida de la tubería</i> Reentrante: <math>K_L = \alpha</math></p> 	<p><i>De borde agudo:</i> <math>K_L = \alpha</math></p> 	<p><i>Redondeada:</i> <math>K_L = \alpha</math></p> 

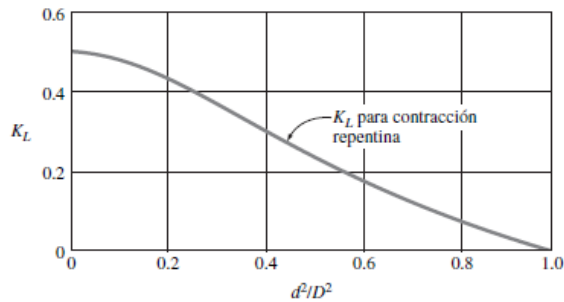
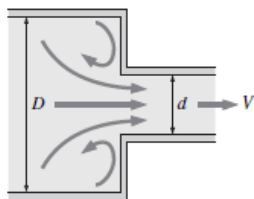
Nota: el factor de corrección de energía cinética es  $\alpha = 2$  para flujo laminar totalmente desarrollado, y  $\alpha \approx 1$  para flujo turbulento totalmente desarrollado.

*Expansión y contracción repentina (con base en la velocidad en la tubería de diámetro más pequeño)*

*Expansión repentina:*  $K_L = \left(1 - \frac{d^2}{D^2}\right)^2$



*Contracción repentina:* ver gráfica.



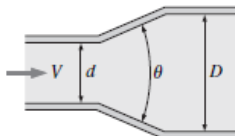
*Expansión y contracción gradual (con base en la velocidad en la tubería de diámetro más pequeño)*

*Expansión:*

$K_L = 0.02$  para  $\theta = 30^\circ$

$K_L = 0.04$  para  $\theta = 45^\circ$

$K_L = 0.07$  para  $\theta = 60^\circ$



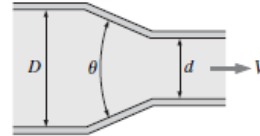
*Contracción (para  $\theta = 20^\circ$ ):*

$K_L = 0.30$  para  $d/D = 0.2$

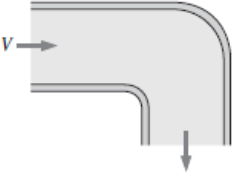
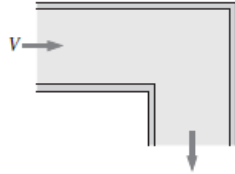
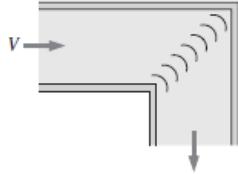
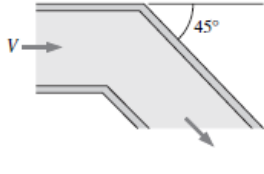
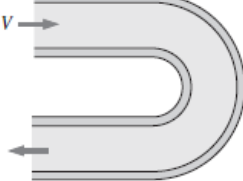
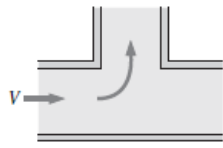
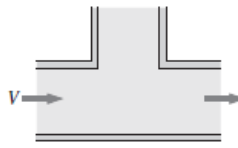
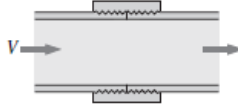
$K_L = 0.25$  para  $d/D = 0.4$

$K_L = 0.15$  para  $d/D = 0.6$

$K_L = 0.10$  para  $d/D = 0.8$













Adaptado de Çengel y Cimbala (2006).

<p><i>Codos y ramificaciones</i> Codo suave de 90°: Embridado: <math>K_L = 0.3</math> Roscado: <math>K_L = 0.9</math></p> 	<p>Codo esquinado de 90° (sin álabes directores): <math>K_L = 1.1</math></p> 	<p>Codo esquinado de 90° (con álabes directores): <math>K_L = 0.2</math></p> 	<p>Codo roscado de 45°: <math>K_L = 0.4</math></p> 								
<p>Codo de retorno de 180°: Embridado: <math>K_L = 0.2</math> Roscado: <math>K_L = 1.5</math></p> 	<p>Conexión en T (flujo deriv.): Embridado: <math>K_L = 1.0</math> Roscado: <math>K_L = 2.0</math></p> 	<p>Conexión en T (flujo en línea): Embridado: <math>K_L = 0.2</math> Roscado: <math>K_L = 0.9</math></p> 	<p>Unión roscada: <math>K_L = 0.08</math></p> 								
<p><b>Válvulas</b></p> <table border="0"> <tr> <td>Válvula de globo, totalmente abierta: <math>K_L = 10</math></td> <td>Válvula de compuerta, totalmente abierta: <math>K_L = 0.2</math></td> </tr> <tr> <td>Válvula de ángulo, totalmente abierta: <math>K_L = 5</math></td> <td><math>\frac{1}{4}</math> cerrada: <math>K_L = 0.3</math></td> </tr> <tr> <td>Válvula de bola, totalmente abierta: <math>K_L = 0.05</math></td> <td><math>\frac{1}{2}</math> cerrada: <math>K_L = 2.1</math></td> </tr> <tr> <td>Válvula de charnela: <math>K_L = 2</math></td> <td><math>\frac{3}{4}</math> cerrada: <math>K_L = 17</math></td> </tr> </table>				Válvula de globo, totalmente abierta: $K_L = 10$	Válvula de compuerta, totalmente abierta: $K_L = 0.2$	Válvula de ángulo, totalmente abierta: $K_L = 5$	$\frac{1}{4}$ cerrada: $K_L = 0.3$	Válvula de bola, totalmente abierta: $K_L = 0.05$	$\frac{1}{2}$ cerrada: $K_L = 2.1$	Válvula de charnela: $K_L = 2$	$\frac{3}{4}$ cerrada: $K_L = 17$
Válvula de globo, totalmente abierta: $K_L = 10$	Válvula de compuerta, totalmente abierta: $K_L = 0.2$										
Válvula de ángulo, totalmente abierta: $K_L = 5$	$\frac{1}{4}$ cerrada: $K_L = 0.3$										
Válvula de bola, totalmente abierta: $K_L = 0.05$	$\frac{1}{2}$ cerrada: $K_L = 2.1$										
Válvula de charnela: $K_L = 2$	$\frac{3}{4}$ cerrada: $K_L = 17$										

\* Ésos son valores representativos para coeficientes de pérdida. Los valores reales dependen principalmente del diseño y la fabricación de los accesorios y pueden diferir considerablemente de los valores dados (en especial para las válvulas). En el diseño final se deben usar los datos reales del fabricante.

## B-XXVI Longitudes equivalentes en tuberías rectas

	 Radius More Than 3 x N.B.	 Radius is 2 x N.B.			 Minimum Radius 10 x N.B.				
INTERNAL DIAMETER or N.B.	90° Long Radius Bend	90° Short Radius Bend	Elbow	Tee	Rubber Hose	Diaphragm Valve Full Open	Full Bore Valve Round Way	Plug-Lub Valve Rect. Way	* "Tech- Taylor" Valve Ball Type
m m	EQUIV. LENGTH IN m OF STRAIGHT PIPE GIVING EQUIVALENT RESISTANCE TO FLOW								
25	0.52	0.70	0.82	1.77	0.30	2.56	—	0.37	—
32	0.73	0.91	1.13	2.38	0.40	3.29	—	0.49	—
40	0.85	1.10	1.31	2.74	0.49	3.44	1.19	0.58	—
50	1.07	1.40	1.68	3.35	0.55	3.66	1.43	0.73	—
65	1.28	1.65	1.98	4.27	0.70	4.60	1.52	0.85	—
80	1.55	2.07	2.47	5.18	0.85	4.88	1.92	1.04	0.20
90	1.83	2.44	2.90	5.79	1.01	—	—	1.22	—
100	2.13	2.77	3.35	6.71	1.16	7.62	2.19	1.40	0.23
115	2.41	3.05	3.66	7.32	1.28	—	—	1.58	—
125	2.71	3.66	4.27	8.23	1.43	13.11	3.05	1.77	0.30
150	3.35	4.27	4.88	10.06	1.55	18.29	3.11	2.13	0.37
200	4.27	5.49	6.40	13.11	2.41	19.81	7.92	2.74	0.82
250	5.18	6.71	7.92	17.07	2.99	21.34	10.67	3.47	0.61
300	6.10	7.92	9.75	20.12	3.35	28.96	15.85	4.08	0.76
350	7.01	9.45	10.97	23.16	4.27	28.96	—	4.88	0.91
400	8.23	10.67	12.80	26.52	4.88	—	—	5.49	1.04
450	9.14	12.19	14.02	30.48	5.49	—	—	6.22	1.16
500	10.36	13.11	15.85	33.53	6.10	—	—	7.32	1.25

\* "TECH-TAYLOR" VALVE IS A BALL TYPE CHANGE-OVER DEVICE USED ONLY ON THE DELIVERY SIDE OF THE PUMP

NOTE: 1. FOR 135° BEND, USE 50% OF EQUIVALENT LENGTH FOR 90° BEND.

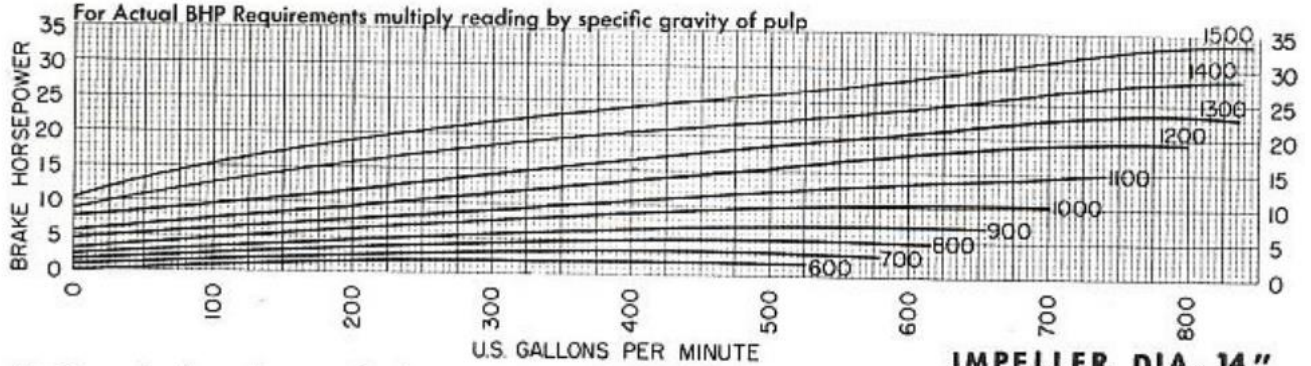
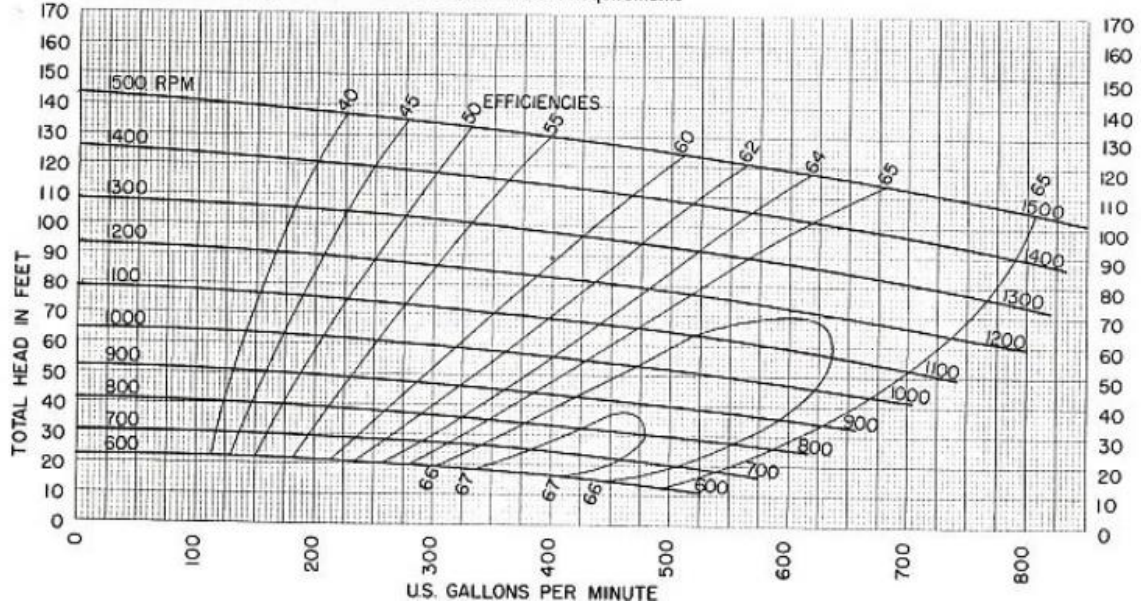
2.  $L_f$  IS THE AGGREGATE OF EQUIVALENT LENGTHS FOR ALL PIPELINE FITTINGS AND VALVES IN A GIVEN PIPELINE.

Adaptado de Velázquez (1986).

# DENVER SRL pump curves 5"X4"-C

CURVES SHOW APPROXIMATE CHARACTERISTICS WHEN PUMPING CLEAR WATER

Note: Figure Total Dynamic Head as 5% above Actual Requirements



No Guarantee is made except for the rated point

IMPELLER DIA. 14"  
MAX. SPHERE SIZE 1 3/16"

SIZE	GPM		40 FT. HEAD		80 FT. HEAD		120 FT. HEAD	
	U.S.	IMP.	RPM	HP	RPM	HP	RPM	HP
1 1/4"x1"	Min.	5	4.2	1470	2.4	2080	.4	
	Max.	35	29	1680	1.15	2240	2.6	
1 1/2"x1 1/4"	Min.	30	25	1380	1.2	1740	2.0	
	Max.	75	63	1400	2.15	1860	4.3	
2"x2"	Min.	30	25	1110	1.55	1545	3.9	1940
	Max.	100	83	1255	2.25	1675	4.85	1975*
2 1/2"x2"	Min.	70	58	1095	2.1	1530	4.1	1935
	Max.	175	146	1250	4.4	1680	8.7	1975*
3"x3"	Min.	120	100	1080	2.6	1550	6.0	1970
	Max.	260	217	1245	4.8	1665	9.2	1940*
5"x5"	Min.	200	167	820	3.4	1130	9.2	1370
	Max.	800	667	980	13.8	1340	25.6	1420*
6"x6"	Min.	500	417	790	7.9	1080	19.5	1295
	Max.	1400	1167	985	20.0	1230	39.2	1310*

\*RPMs at 120' head have been adjusted as follows: 2"x2" is based on 50 gpm, 2 1/2"x2" on 100 gpm, 3"x3" on 160 gpm, 5"x5" on 500 gpm, and 6"x6" on 600 gpm.

SIZE	GPM		80 FT. HEAD		100 FT. HEAD		140 FT. HEAD	
	U.S.	IMP.	RPM	HP	RPM	HP	RPM	HP
3"x3" C	Min.	10	8.3	1300	.8	1680	1.4	1995
	Max.	260	217	1420	5.1	1820	9.6	2178*
5"x4" C	Min.	100	83	960	4.3	1245	7.2	1490
	Max.	550	468	1075	12.6	1355	21.8	1602
8"x6" C	Min.	400	333	756	11.2	960	20.2	1140
	Max.	1400	1166	882	29.5	1061	47.8	1205
10"x8" C	Min.	800	666	625	20.6	810	37.5	945
	Max.	2900	1166	770	61.0	916	98	1028
12"x10" C	Min.	1500	1250	540	40	690	75	810
	Max.	4000	3332	575	80	720	150	878

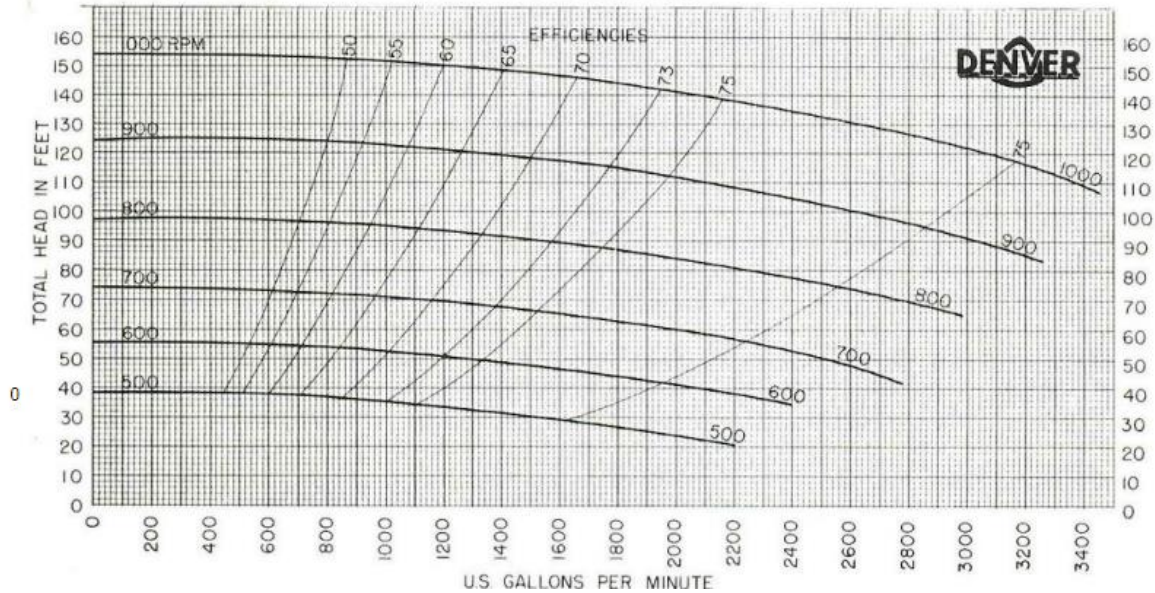
\*RPMs at maximum 140' head have been adjusted 3"x3" C is

Adaptado de Velázquez (2005).

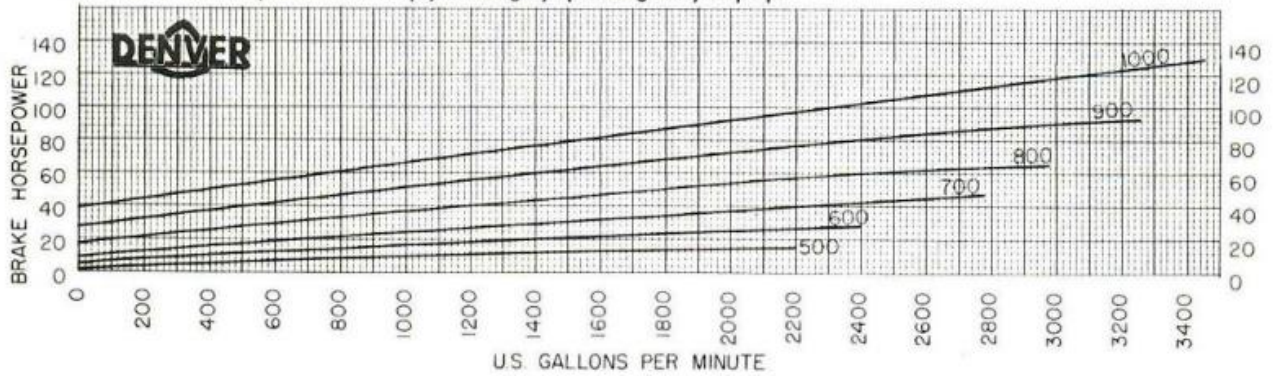
# DENVER SRL pump curves 10"X8"-C

CURVES SHOW APPROXIMATE CHARACTERISTICS WHEN PUMPING CLEAR WATER

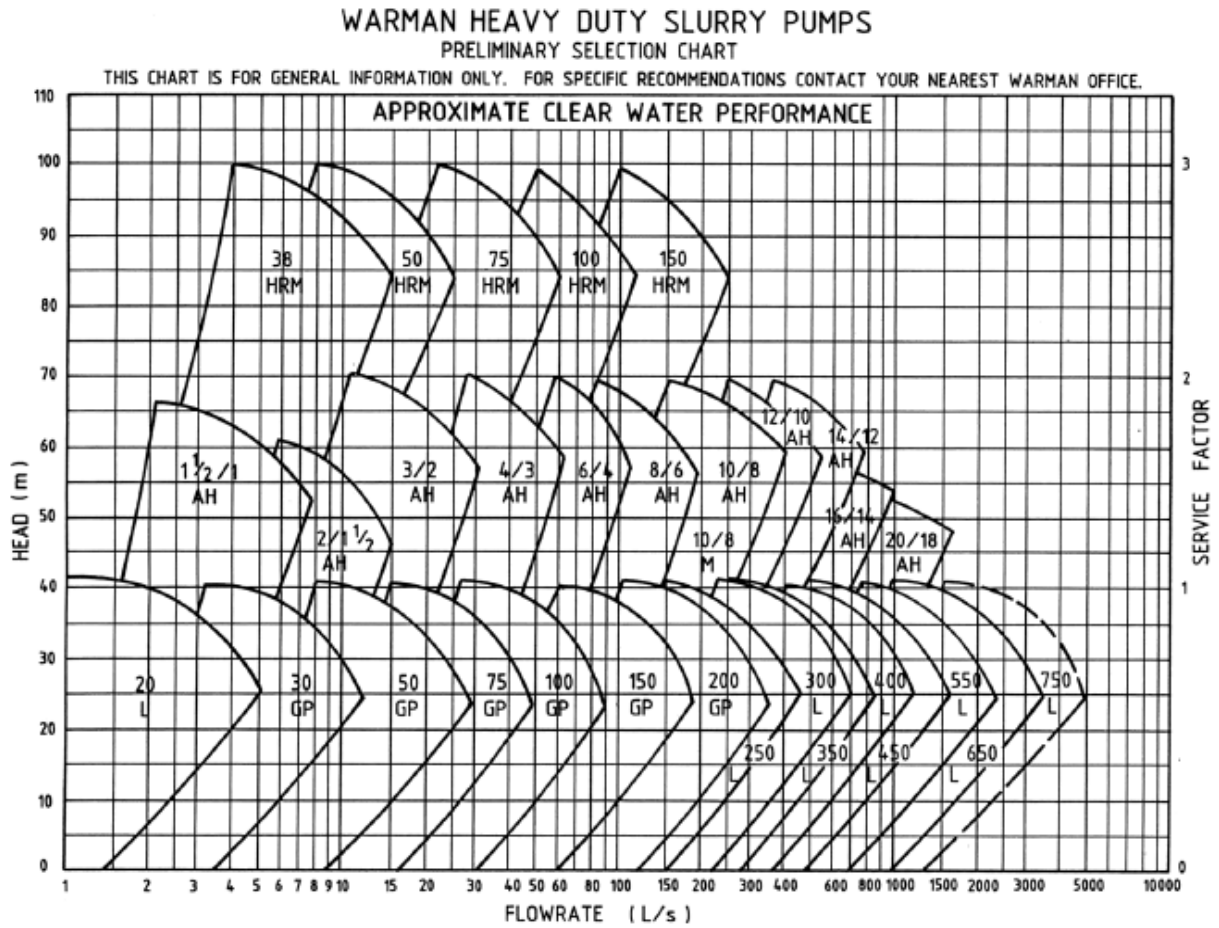
Note: Figure Total Dynamic Head as 5% above Actual Requirements



For Actual BHP Requirements multiply reading by specific gravity of pulp

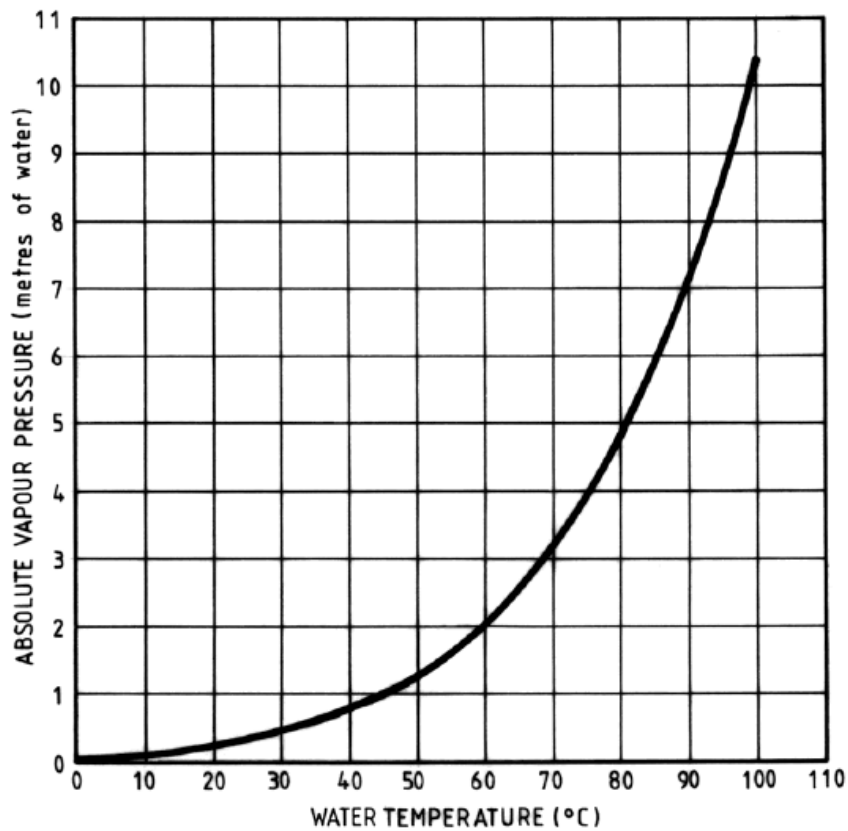
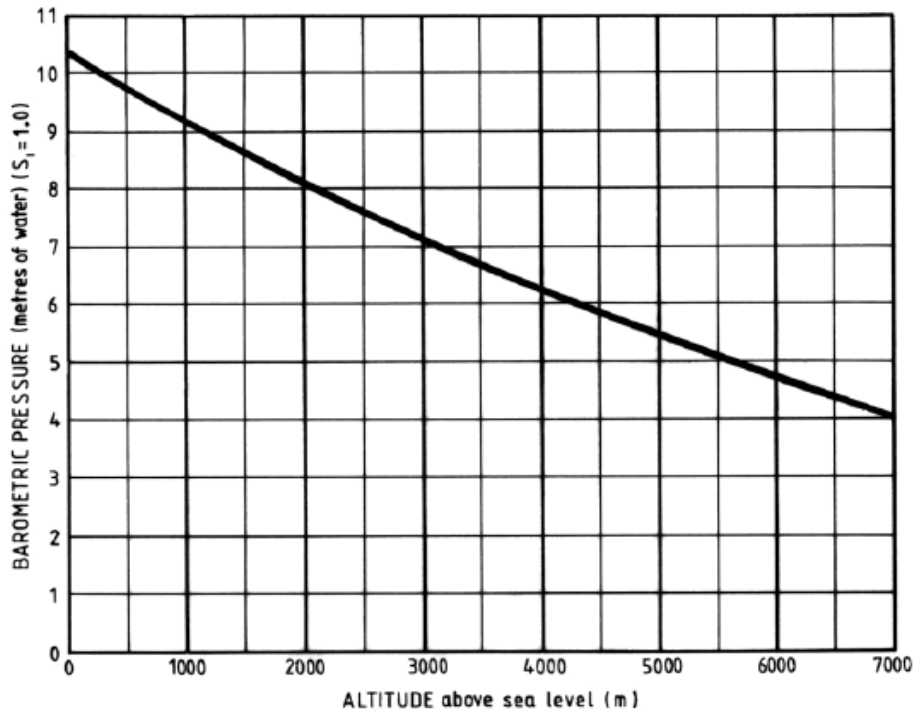


## B-XXVIII Curva característica bombas Warman



Adaptado de Warman International LTD (2000).

## B-XXIX Columna de agua y cabeza de presión de vapor en metros



Adaptado de Warman International LTD (2000).

## Apéndice C

### Operaciones de Beneficio

#### C - I. Gravedad específica de diferentes minerales

<b>GRAVEDAD ESPECÍFICA DISPUESTA DE MANERA CRECIENTE DE ALGUNOS MINERALES</b>					
Nombre	G.E.	Nombre	G.E.	Nombre	G.E.
Carnalita	1.60	Augita	3.2 - 3.4	Pirolusita	4.75
Borax	1.70	Olivino	3.27 - 4.37	Covelita	4.6 - 4.76
Bauxita	2.0 -2.55	Epidota	3.35 - 3.45	Molibdenita	4.62 - 4.73
Crisocola	2.0 - 2.4	Hemimorfita	3.4 -3.5	Zircón	4.68
Azufre	2.05 - 2.09	Rejalgar	3.48	Tetraedrita	4.6 - 5.1
Opalo	1.9 -2.2	Oropimente	3.49	Marcasita	4.89
Halita	2.16	Topacio	3.4 - 3.6	Pirita	5.02
Serpentina	2.2 - 2.65	Rodrocrosita	3.45 - 3.6	Hematita	4.28 - 5.3
Gráfita	2.23	Diamante	3.50	Bornita	5.06 - 5.08
Yeso	2.32	Granate	3.5 - 4.3	Proustita	5.50
Sodalita	2.30	Cianita	3.56 - 3.66	Calcosina	5.5 - 5.8
Feldespatos	2.57	Rodonita	3.56 -3.70	Columbita	5.3 - 7.3
Caolinita	2.6 - 2.63	Espinela	3.6 - 4.0	Pirargirita	5.85
Plagioclasas	2.65 -2.76	Estaurolita	3.65 - 3.75	Crocoíta	5.9 - 6.1
Cuarzo	2.65 -2.71	Crisoberilo	3.65 - 3.8	Scheelita	5.9 - 6.1
Turquesa	2.6 -2.8	Azurita	3.77	Cuprita	6.00
Berilo	2.65 -2.8	Romanechita	3.7 - 4.7	Arsenopirita	6.07
Calcita	2.72	Limonita	3.6 -4.0	Anglesita	6.2 - 6.4
Talco	2.7 -2.8	Siderita	3.83 -3.88	Cobaltita	6.33
Wallastonita	2.8 - 2.9	Malaquita	3.9 - 4.03	Cerusita	6.55
Dolomita	2.85	Celestina	3.95 - 3.97	Piromorfita	6.5 - 7.1
Moscovita	2.76 - 2.88	Esfalerita	3.9 - 4.1	Wulfenita	6.80
Lepidolita	2.8 - 3.0	Corindón	4.02	Vanadinita	6.7 - 7.1
Anhidrita	2.89 -2.98	Calcopirita	4.1 - 4.3	Casiterita	6.8 - 7.1
Aragonita	2.95	Rutilo	4.18 - 4.25	Wolframita	7.0 - 7.5
Biotita	2.8 -3.2	Magnetita	4.30	Acanita	7.30
Danburita	2.97 - 3.0	Goethita	4.37	Galena	7.4 - 7.6
Magnesita	3.0 - 3.2	Smithsonita	4.35 - 4.40	Niquelina	7.78
Turmalina	3.0 -3.25	Enargita	4.43 - 4.45	Cinabrio	8.10
Tremolita	3.0 - 3.3	Barita	4.50	Cobre	8.90
Apatita	3.15 - 3.20	Estibinita	4.52 - 4.62	Uraninita	9.0 -9.7
Espodumena	3.15 - 3.20	Cromita	4.60	Plata	10.50
Fluorita	3.18	Pirrotita	4.58 -4.65	Oro	15 - 19.3
Hornblenda	3.20	Ilmenita	4.70	Platino	14 -19

Adaptado de Klein y Dutrow (2007).



## C-II Especificaciones Jigs Denver Harz y Denver selective

Tamaño de alimentación, mm.	Pulsaciones por minuto
22 - 16	120
16 - 11	140
11 - 8	160
8 - 5.6	180
5.6 - 4	200
4 - 2.8	220
2.8 - 2	240
2 - 1.4	260
< 1 mm	280 - 300

Tamaño	No. de cámaras	Capacidad promedio en toneladas en 24 hrs.	Área de la criba en pies cuadrados	Motor, H.P.
18" x 32"	1	40	4	1
	2	80	8	1 1/2
	3	120	12	2
	4	160	16	3
	5	200	20	3
	6	240	24	5
24" x 36"	1	60	6	1 1/2
	2	120	12	2
	3	180	18	3
	4	240	24	5
	5	300	30	5
	6	360	36	7 1/2
30" x 36"	1	75	7 1/2	1 1/2
	2	150	15	3
	3	225	22 1/2	5
	4	300	30	5
	5	375	3 1/2	7 1/2
	6	450	45	7 1/2

Especificaciones Jig Denver							
Tamaño	Tipo	Capacidad toneladas/24 h	Solución (Agua)		Poleas R.P.M.	Motor HP	Lecho de partículas requerido en lb
			G.P.M.	toneladas/24h			
4" x 6"	Simplex	2 - 6	1/2 - 1	3 - 6	400 - 450	1/4	5
8" x 12"	Simplex	7 - 35	2 - 3	12 - 18	275 - 325	1/2	18
12" x 18"	Simplex	25 - 75	5 - 8	30 - 48	275 - 325	3/4	35
16" x 24"	Simplex	75 - 200	6 - 10	36 - 60	275 - 325	1	65
24" x 36"	Simplex	200 - 400	18 - 28	108 - 168	275 - 325	1	115
8" x 12"	Duplex	15 - 45	4 - 6	24 - 36	275 - 325	3/4	35
12" x 18"	Duplex	50 - 150	9 - 15	54 - 90	275 - 325	1	70
16" x 24"	Duplex	150 - 400	12 - 20	72 - 120	275 - 325	1 1/2	130
24" x 36"	Duplex	400 - 800	35 - 55	210 - 330	275 - 325	2	225

Adaptado de Denver Equipment Company (1954).

### C-III Susceptibilidad magnética y eléctrica de diversos minerales

Mineral	Susceptibilidad Magnética			Susceptibilidad Eléctrica	
	Ferromagnético	Paramagnético	Diamagnéticos	Conductor	No conductor
Actinolita		X			X
Yeso			X		X
Apatito			X		X
Aragonito			X		X
Arsenopirita		X		X	
Asbesto			X		X
Azurita			X		X
Barita			X		X
Bauxita			X		X
Berilo			X		X
Biotita		X			X
Bórax			X		X
Bornita		X		X	
Calcita			X		X
Casiterita			X	X	
Celestita			X		X
Cerusita			X		X
Calcocina			X	X	
Calcopirita		X		X	
Cromita		X		X	
Cinabrio			X		X
Cobaltita		X			
Columbita		X		X	
Cobre		X		X	
Corindón			X		X
Covelita			X	X	
Cuprita			X		X
Diamante			X		X
Diópsido			X		X
Dolomita			X		X
Epidota		X			X
Feldespato			X		X
Fluorita			X		X
Galena			X	X	
Oro			X	X	
Grafito			X	X	
Granate			X		X
Halita			X		X
Hematita		X		X	
Hornblenda		X			X
Ilmenita		X		X	
Caolinita			X		X

Adaptado de Fuerstenau y Kennenth (2003).

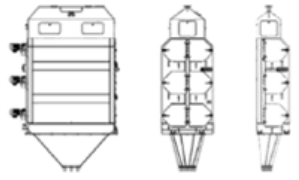
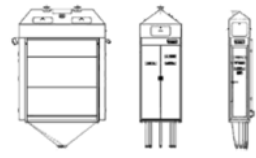
Mineral	Susceptibilidad Magnética			Susceptibilidad Eléctrica	
	Ferromagnético	Paramagnético	Diamagnéticos	Conductor	No conductor
Lepidolita			X		X
Leucóxene		X		X	
Magnesita			X		X
Magnetita	X			X	
Malaquita			X		X
Manganita		X		X	
Marcasita			X	X	
Molibdenita			X	X	
Monacita		X		X	
Moscovita			X		X
Olivino		X			X
Oropimente			X	X	
Platino		X		X	
Pirita		X		X	
Pirolusita		X		X	
Pirrotita	X			X	
Cuarzo			X		X
Rejalgar			X	X	
Rodocrosita			X		X
Rutilo		X		X	
Scheelita			X		X
Serpentina		X			X
Siderita		X		X	
Sillimanita			X		X
Plata			X	X	
Smithsonita			X		X
Esfalerita		X		X	
Espinel		X		X	
Estauroлита		X		X	
Estibinita			X	X	
Azufre			X		X
Silvita			X		X
Talco			X		X
Tetraedrita		X		X	
Topacio			X		X
Turmalina			X		X
Uraninita		X			X
Vermiculita			X		X
Wolframita		X		X	
Wulfenita			X	X	
Wollastonita			X		X
Zircón			X		X

#### C-IV. Intensidad magnética de separación de algunos minerales

<b>Mineral</b>	<b>Intensidad de campo magnético para lograr su separación [KG]</b>
Alabandina	15 - 19
Ankerita	13 - 16
Apatita	14 -18
Bastnasita	13 -17
Biotita	10 -18
Braunita	14 -18
Cromita	10 -16
Crisocola	20 -24
Columbita	12 -16
Columbita - tantalita	12 -16
Dividite	12 -16
Epidota	14 -20
Euxenita	16 - 20
Ferberita	1 -4
Franklinita	3 -5
Granate	12 - 19
Goethita	15 -18
Hematita	13 -18
Horblenda	16 - 20
Ilmenita	8 -16
Ilmenita - rutilo	15 -18
Itabirita	8 -14
Limonita	16 - 20
Maghemite	3 -5
Magnetita	< 1
Martita	2 -6
Monacita	14 -20
Moscovita	15 -24
Olivino	11 -15
Pirocloro	12 -16
Pirolusita	15 -19
Pirrotita	1 - 4
Renierita	14 - 18
Rodocrosita	15 - 20
Rodonita	15 -20
Samarskita	16 - 20
Siderita	10 -18
Estaurolita	12 -19
Serpentina	3.5 -18
Tantalita	12 -16
Turmalina	16 - 20
Uraninita	18 -24
Wolframita	12 -16
Xenotima	11 -16

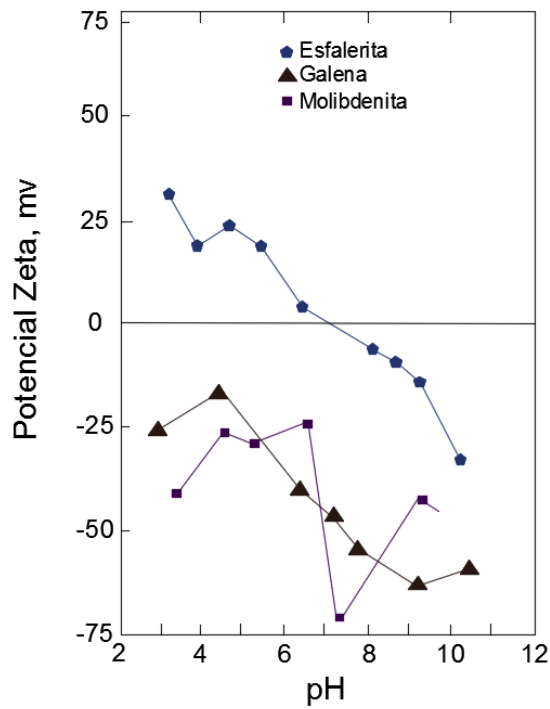
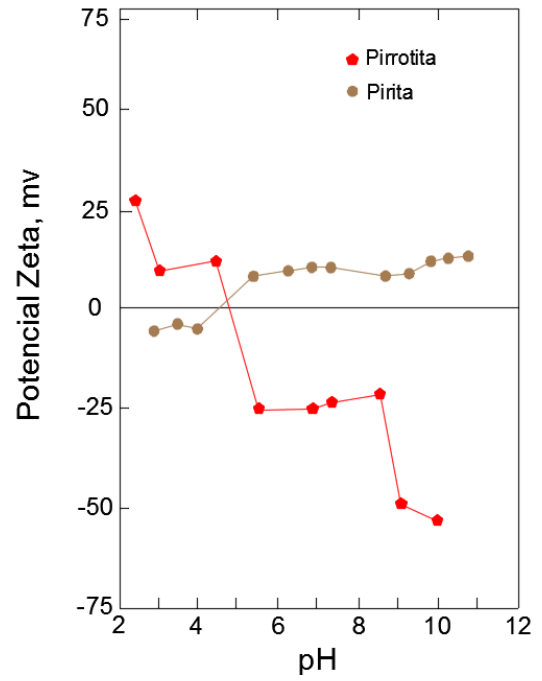
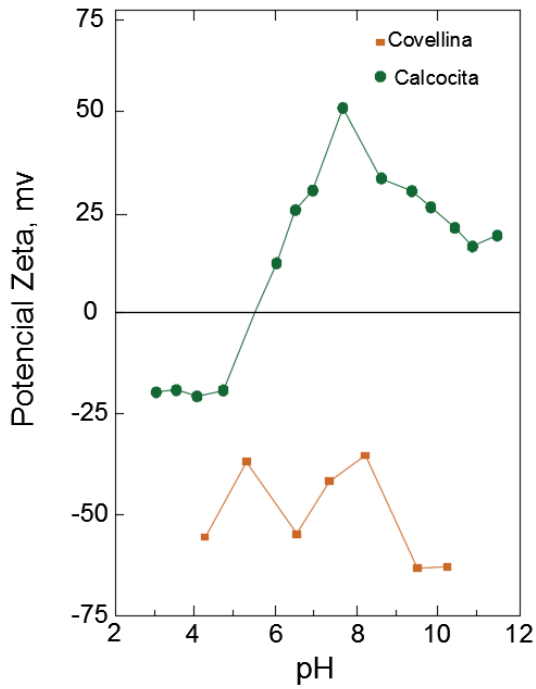
Adaptado de Mular y Anderson (1986).

## C-V. Características de los separadores electrostáticos

Equipo	Rodillo de alta tensión (HTR)	Separador de placas electrostáticas (EPS)	Separador tribostático
			
Configuración	6 rodillos (2 x 3)	Placas 1 x 3	1 estación x 1 zona
	4 rodillos (2x2)	Placas 2 x 3	1 estación x 2 zonas
	3 rodillos (1 x3)	Placas 1 x 5	2 estaciones x 1 zona
	Rodillo único	Placas 2 x 5	2 estaciones x 2 zonas
		Placas 2 x 10	
		Unica placa	
Peso	250 - 2,500 kg	250 - 2,500 kg	350 - 1,500 kg
Altura	750 - 5,000 mm	250 - 5,000 mm	1,100 - 4,550 mm
Capacidad	300 - 10 kg/h	100 - 5 t/h	5 kg por banco - 40 t/h
Potencia	0.08 - 5.5. kW	0.08 - 0.5 kW	0.25 - 5 kW
Poder de alta tensión	7.5 - 15 mA	7.5 - 1.5 mA	7.5 - 25 mA

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

## C-VI. Potencial zeta de algunos minerales sulfurados



Adaptado de Termes, Wilfong y Richardson (1983).

### C-VII. Punto de carga cero y punto isoelectrico

<b>PUNTO DE CARGA CERO PARA VARIOS MINERALES</b>					
<b>Mineral</b>	<b>pzc</b>	<b>Referencia</b>	<b>Mineral</b>	<b>pzc</b>	<b>Referencia</b>
Anatasa	5.9	1	Augita	2.7	3
Barita	9.5	1	Bentonita	< 3.0	3
Calcita	8 - 10.8	1	Berilo	3.1, 3.3, 4.4	3
Casiterita	4.5	1	Biotita	0.4	3
Cromita	5.6 - 7.0, 7.2	3	Crisocola	2	3
Corindón	9 - 9.4	1	Cummingtonita	5.2	3
Cuprita	7 - 9.5	1	Diópsido	2.8	3
Dolomita	7	1	Granate	4.4	3
Fluorapatita	4 - 6	1	Magnetita	6.5	3
Goetita	5.2	1	Caolinita	3.4	3
Hematita	5.0, 6.0, 6.7	3	Pirolusita	5.6, 7.4	3
Caolinita	5 - 6	1	Rodonita	2.8	3
Cuarzo	1.8, 2.3 - 3.7	1 y 3	Turmalina	4	3
Rutilo	6 - 6.7	1	Fluorita	3	3
Talco	3.5	1	Scheelita	4.8	3
Tenorita	9.5	1	Acantita	10.2	3
Circón	5.8	1	Pirrotita	4.9	2
Covellina	SD	2	Calcopirita	4.8 - 5.5	2
Calcocita	5.3 - 5.5	2	Bornita	6.9	2
Pirita	4.6	2	Esfalerita	7.2 - 7.5	2
Molibdenita	SD	2	Galena	SD	2
SD		Sin dato			
*Referencia 1		Somasundaran y Lou (1999)			
*Referencia 2		Termes, Wilfong y Richardson (1983)			
*Referencia 3		Somasundaran y Wang (2006)			

<b>Mineral</b>	<b>PI</b>	<b>Referencia</b>
Galena	3	4
Pirita	6.4 - 6.5	4
Calcopirita	< 3	4
Pirrotita	3	4
Calcosita	3	4
Molibdenita	< 3	4
Antimonita	2 - 3	4
Acantita	4.7	4
Cinabrio	3 - 4	4
*Referencia 4	Fuerstenau (1976)	

Adaptado de Termes, Wilfong y Richardson (1983), Fuerstenau (1976), Parekh y Miller. (1999), Somasundaran y Wang (2006).

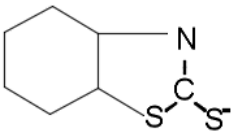
C-VIII. Estructura de los colectores oxhidrilo

Carboxilatos (Ácidos grasos)	$\text{R}-\text{C} \begin{array}{l} \diagup \text{O}^- \\ \diagdown \text{O} \end{array}$
Alquil sulfatos	$\text{R}-\text{O}-\text{S} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{O}^- \end{array}$
Sulfanatos	$\text{R}-\text{S} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{O}^- \end{array}$
Hydroxamatos	$\text{R}-\text{C} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{N} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{O}^- \end{array} \end{array}$
Sulfosuccinatos	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{R}-\text{O}-\text{C}-\text{CH}_2 \\   \quad   \\ \text{Na}-\text{O}-\text{C}-\text{C}-\text{O}-\text{S} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{O}^- \end{array} \\ \parallel \quad   \\ \text{O} \quad \text{H} \end{array}$
Sulfosuccinamatos	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \parallel \\ \text{Na}-\text{O}-\text{C}-\text{CH}_2 \\   \quad   \\ \text{R}-\text{N}-\text{C}-\text{C}-\text{O}-\text{S} \begin{array}{l} \diagup \text{O} \\ \diagdown \text{O}^- \end{array} \\ \parallel \quad   \\ \text{H} \quad \text{O} \quad \text{H} \end{array}$
Ácido fosfónico	$\text{R}-\text{P} \begin{array}{l} \diagup \text{OH} \\ \diagdown \text{OH} \\ \text{O} \end{array}$
Ésteres de ácido fosfórico	$\begin{array}{cc} \text{RO} & \text{RO} \\ \diagdown & \diagdown \\ \text{P} & \text{P} \\ \diagup & \diagup \\ \text{RO} & \text{OH} \end{array}$
R representa la cadena de hidrocarburos	

Adaptado de Fuerstenau, Miller y Kuhn (1985).



### C-IX Estructura de los colectores sulfhidrilo

Xantatos	$\begin{array}{c} \text{R-O-C-S}^- \\ \parallel \\ \text{S} \end{array}$
Tiofosfato	$\begin{array}{c} \text{R-O} \quad \text{S}^- \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{P} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{R-O} \quad \text{S} \end{array}$
Tiocarbamato	$\begin{array}{c} \text{R} \quad \text{S}^- \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{N-C} \\ \diagup \quad \parallel \\ \text{R} \quad \text{S} \end{array}$
Mercaptano	$\text{R-S}^-$
Tiourea	$\begin{array}{c} \text{R} \quad \text{S}^- \\ \diagdown \quad \diagup \\ \text{N-C} \\ \parallel \quad \diagdown \\ \text{H} \quad \text{S} \end{array}$
Mercaptobenzotiazol	
Ditiofosfato (Aerofloat)	$\begin{array}{c} \text{R-O} \quad \text{S} \\ \diagdown \quad \parallel \\ \text{P} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{R-O} \quad \text{S}^- \end{array}$
Dixantogeno	$\text{R-O-C(=S)-S-S-C(=S)-O-R}$
R representa la cadena de hidrocarburos	

Adaptado de Fuerstenau, Miller y Kuhn (1985).

## C-X Estructura de los colectores catiónicos

Amina primaria	$\begin{array}{c} \text{H} \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{H}^+ \\   \\ \text{H} \end{array}$
Amina secundaria	$\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{H}^+ \\   \\ \text{H} \end{array}$
Amina terciaria	$\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{H}^+ \\   \\ \text{R}' \end{array}$
Amina cuaternaria	$\begin{array}{c} \text{R}' \\   \\ \text{R}-\text{N}-\text{R}^+ \\   \\ \text{R}' \end{array}$
R y R' respresenta la cadena de hidrocarburos	

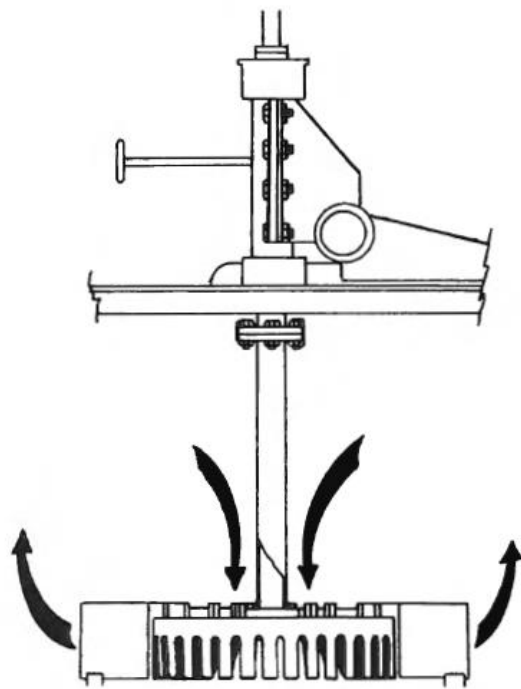
Adaptado de Fuerstenau, Miller y Kuhn (1985).

## C-XI Acción de los diferentes reactivos de flotación

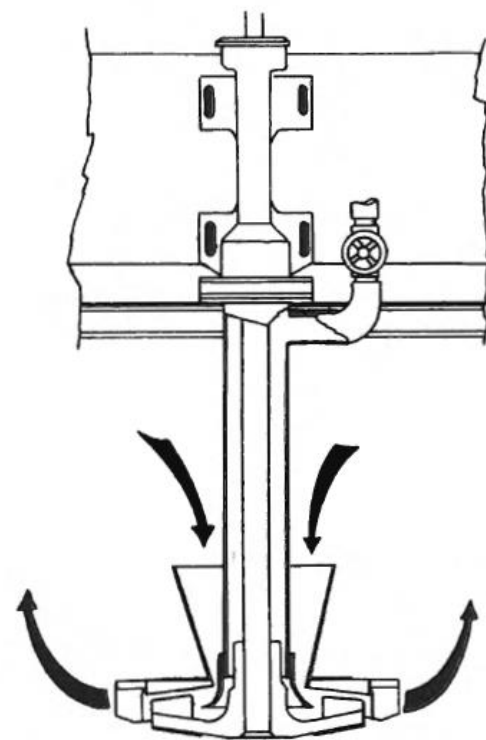
Reactivo	Acción						
	Regulador de pH	Depresor	Dispersante o Floculante	Activador	Desactivador	Extensor	Espumante
<i>CaO</i> , <i>Ca(OH)<sub>2</sub></i>	X	X	X	X			
<i>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></i>	X	X		X	X		
<i>HF</i>		X		X	X		
<i>H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>		X					
<i>NaOH</i>	X	X	X				
<i>Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub></i>	X	X	X	X	X		
<i>Na<sub>2</sub>S</i>		X		X	X		
<i>NaSH</i>		X		X	X		
Nokes		X		X			
<i>KCrO<sub>4</sub></i>		X		X			
<i>K<sub>4</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub></i>		X		X			
<i>KMnO<sub>4</sub></i>		X					
<i>NaF</i>				X			
<i>Na<sub>2</sub>SiF<sub>6</sub></i>		X		X			
<i>CuSO<sub>4</sub></i>				X			
<i>CaCl<sub>2</sub></i>			X	X			
<i>ZnSO<sub>4</sub></i>		X					
<i>NiSO<sub>4</sub></i>		X					
<i>FeSO<sub>4</sub></i>		X		X			
<i>FeCl<sub>3</sub></i>		X		X			
<i>Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub></i>		X		X			
<i>Al(NO<sub>3</sub>)<sub>3</sub></i>		X		X			
<i>NaCN</i>		X					
<i>Zn(CN)<sub>2</sub></i>		X					
<i>Na<sub>4</sub>[Fe(CN)<sub>6</sub>]</i>		X					
<i>K<sub>4</sub>[Fe(CN)<sub>6</sub>]</i>		X					
<i>Na<sub>2</sub>Zn(CN)<sub>4</sub></i>		X					
<i>Na<sub>7</sub>O<sub>x</sub>SiO<sub>2</sub></i>		X	X				
<i>NH<sub>4</sub>OH</i>	X						
<i>SO<sub>2</sub></i>	X	X		X	X		
<i>Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>5</sub></i>		X					
<i>Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub></i>		X					
<i>H<sub>2</sub>O<sub>2</sub></i>		X		X			
<i>K<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub></i>		X					
<i>O<sub>3</sub></i>		X					
Guaran		X					
Carboximetilcelulosa		X	X				
Almidones		X	X				
Dextrina		X					
Lignosulfonatos		X	X				
Quebracho		X	X				
<i>Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub></i>		X	X				
Polímeros sintéticos		X	X		X		
Iones metálicos		X		X			
<i>Pb(NO<sub>3</sub>)<sub>2</sub></i>				X			
<i>Ca<sup>2+</sup></i>		X		X	X		
Polifosfatos		X	X		X		
Aceites de hidrocarburos						X	
Alcoholes alifáticos							X
Terpineol							X
Polipropilenglicoles							X
Éteres de alcohol							X
Oxialcanos							X
Fenoles							X
Poliacrilamidas			X				
Poliacrilonitrilos			X				
Poliacrílicos			X				
<i>Na<sub>2</sub>Si<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>			X				
Ácido oleico			X				

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

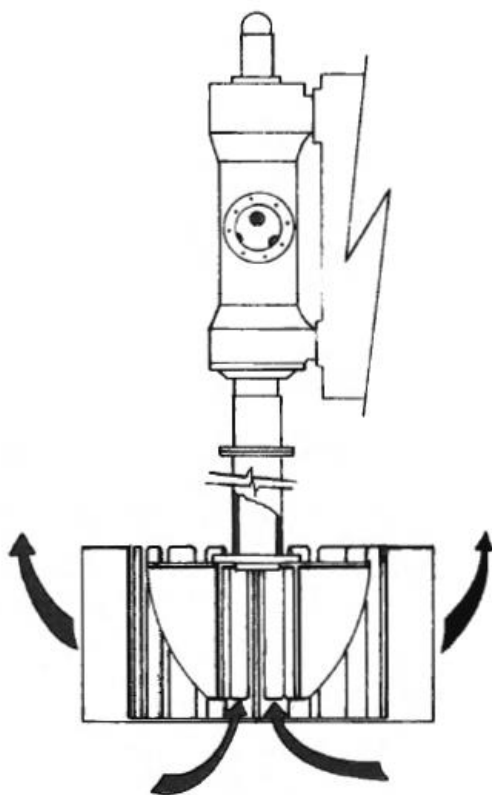
## C-XII Flujo de la pulpa en diferentes celdas de flotación



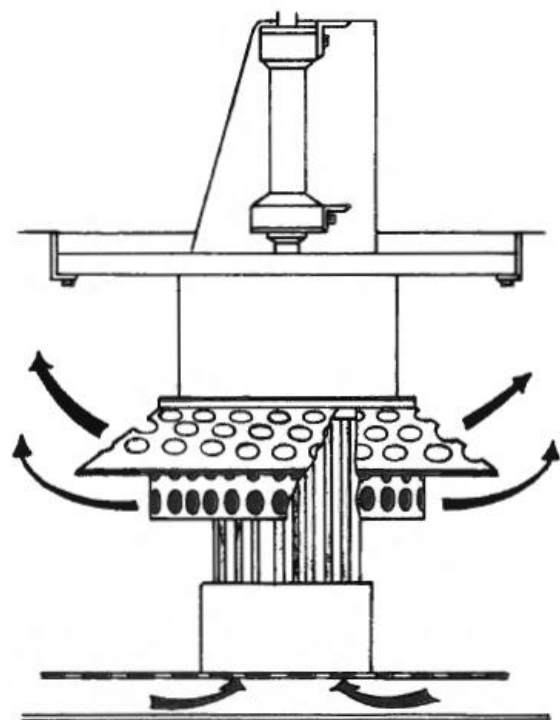
AGITAIR



DENVER



OUTOKUMPU



WEMCO

Adaptado de Claridge, Holmes y Redfearn (1989).

### C-XIII Celdas de flotación Denver Sub– A

CELDAS DENVER Sub -A				
Modelo	Volumen [pies cúbicos]	Longitud [pulgadas]	Ancho [pulgadas]	Profundidad del overflow [pulgadas]
<b>Primera Línea</b>				
8	3	16	16	18
12	10	22	22	30
15	12	24	24	29
18	18	28	28	30
18SP	24	32	32	30
21	40	38	38	32
21D	50	38		
24	50	43	43	32
30	100	56	56	41
<b>Segunda Línea</b>				
8	3	19	16	16
12	10	27	22	30
15	12	28	24	30
18SP	24	36	32	34
21	40	44	38	32
24	50	48	43	40
30	100	62	56	48
100	100	60	60	48*
200	200	72	72	63*
300	300	83	83	74*
400	400	91	91	83*
500	500	106	106	78*
*Flotación de carbón				

Adaptado de Claridge, Holmes y Redfearn (1989).

## C-XIV Celdas de flotación Denver D – R

CELDAS DENVER D - R						
Modelo	Volumen [pies cúbicos]	Longitud [pulgadas]	Ancho [pulgadas]	Profundidad del overflow [pulgadas]	Díámetro del impulsor [pulgadas]	No. de mecanismos
D - R8	3	19	16	17	8	1
12	10	22	22	30		1
15	12	28	24	30	12	1
18	18	28	28	36		1
18S	20	32	32	28		1
18SP	25	34	32	36	18	1
21S	30	38	38	30		1
21	40	38	38	40		1
24S	40	43	43	30		1
24	50	48	43	40	22	1
30S	60	56	56	30		1
30	100	62	62	48	24	1
180	180	72	72	64	27	1
200	200	72	72	72	33	1
200H	200	62	124	48		2
300	300	82	88	72	33	1
400H	400	72	144	72	33	2
500	500	106	106	78	33	1
600H	600	78	156	78	33	2
1275	1275	168	136	102	30	1

Adaptado de Claridge, Holmes y Redfearn (1989).

## C-XV Celdas de flotación Wemco

CELDAS Wemco SmartCell					
Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]	Motor	Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]	Motor
1.5	1.5	7.5	100	100	150
5	5	30	130	130	185
10	10	37	160	160	185
20	20	50	200	200	250
30	30	75	250	250	315
40	40	90	300	300	373
50	90	90	350	350	373
60	60	150	600	600	800
70	70	150	660	660	875

CELDAS WEMCO 1+1					
Modelo	Volumen [pies cúbicos]	Longitud [pulgadas]	Ancho [pulgadas]	Profundidad del overflow [pulgadas]	Díámetro del impulsor [pulgadas]
18	1	18	12	8	3.5
28	3	28	18	12	5.5
36	10	36	36	16	7
44	20	44	44	20	8.5
56	40	56	56	24	11
66	60	66	60	27	12.5
66D	100	66	60	47	16
84	150	84	63	53	16
120	300	120	90	53	22
144	500	144	108	63	26
164	1000	164	119	93	30
190	1500	190	140	105	
Primera línea					

Adaptado de Claridge, Holmes y Redfearn (1989).

## C-XVI Celdas de flotación Dorr - Oliver

CELDAS Dorr - Oliver					
Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]	Motor	Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]	Motor
DO - 1.5RT	1.5	7.5	DO - 330 RT	300	410
DO - 5 RT	5	7.5	DO - 660 RT	600	500
DO - 10 RT	10	14.9	DO - 660 RT	660	550
DO - 20 RT	20	29.8	DO - 1 R	0.02	0.6
DO - 30 RT	30	37.3	DO - 10 R	0.24	1.1
DO - 40 RT	40	44.8	DO - 25 R	0.6	2.2
DO - 50 RT	50	56	DO - 50 R	1.2	3.7
DO - 70 RT	70	74.6	DO - 100 R	2.4	5.6
DO - 60 RT	60	74.6	DO - 300 UT	7.2	11.2
DO - 100 RT	100	111.9	DO - 600 UT	14.3	22.4
DO - 130 RT	130	149.2	DO - 1000 UT	23.8	29.8
DO - 160 RT	160	149.2	DO - 1350 UT	32.2	37.3
DO - 200 RT	200	186.5	DO - 1550 UT	36.9	44.8

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).



## C-XVII Celdas de flotación RCD y D- R Metso Minerals

CELDAS RCS y DR de Metso Minerals			
RCS		DR	
Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]	Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]
RCS 0.8	0.8	DR 15	0.34
RCS 3	3	DR 18 sp	0.71
RCS 5	5	DR 24	1.4
RCS 10	10	DR 100	2.8
RCS 15	15	DR 180	5.1
RCS 20	20	DR 300	8.5
RCS 30	30	DR 500	14.2
RCS 40	40		
RCS 50	50		
RCS 70	70		
RCS 100	100		
RCS 130	130		
RCS 160	160		
RCS 200	200		
RCS 300	300		
RCS 600	600 -660		

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

## C-XVIII Celdas de flotación OK –R, OK – U y TankCell

CELDAS DENVER OUTOKUMPU					
Modelo	Volumen [pies cúbicos]	Longitud [pulgadas]	Ancho [pulgadas]	Profundidad del overflow [pulgadas]	Díametro del impulsor [pulgadas]
OK - 1.5	53	52	52	39	17
3	106	60	60	44	20
8	283	90	90	67	25.5
16R	565	110	110	83	29.5
16U	565	116	110	83	29.5
38	1342	140	140	114	35.5
46	1624	165	165	132	41.5
60	2119	217	cilíndrica	100	45
Primera línea					

TankCells		
Modelo	Volumen efectivo [metros cúbicos]	Motor, kW
e5	5	11
e10	10	30
e20	20	30
e30	30	45
e50	50	110
e70	70	110
e100	100	110
e130	130	150
e160	160	175
e200	200	225
e300	300	315
e500	500	400
e630	630	500

Adaptado de Dunne, Kawatra & Young (2019).

## C-XIX Celdas de flotación Agitair

CELDAS AGITAIR					
Modelo	Volumen [pies cúbicos]	Longitud [pulgadas]	Ancho [pulgadas]	Profundidad del overflow [pulgadas]	No. de mecanismos
8 x 0.3	0.3	8	8	8	1
12 x 1	1	12	12	12	1
15 x 1.6	1.6	15	15	12	1
24 x 10	9	24	24	27	1
36 x 22.5	22.5	36	36	30	1
48 x 32	32	48	48	24	1
48 x 40	40	48	48	30	1
48 x 50	53	48	48	40	1
60 x 60	63	60	60	30	1
60 x 100	100	60	60	48	1
78 x 150	150	78	78	48	1
78 x 200	200	78	78	57	1
96 x 200	213	96	96	40	4
90A x 300	300	90	120	54	1
90A x 300	300	90	90	68	1
120 x 300	300	120	120	36	4
120A x 400	400	120	120	54	1
120 x 400	400	120	120	48	4
120A x 500	500	120	120	64	1
120 x 500	500	120	120	60	4
120A x 500	500	102	126	68	1
102A x 500	500	109	108	79	1
144 x 650	650	144	144	54	4
120A x 1000	1000	120	240	64	2
144A x 1000	1000	144	144	84	2
144A x 1000	1000	141	130	100	1
165A x 1500	1500	166	144	118	1
Celdas de flotación de carbón					
36C x 15	15	36	24	30	1
54C x 40	40	54	36	36	1
72C x 80	80	72	48	40	1
90C x 150	150	90	60	48	1
90C x 300	300	90	120	52	1
120C x 450	450	120	120	54	1
102C x 500	500	102	126	68	1
120C x 550	550	120	144	54	1
144C x 1000	1000	144	144	84	1

Adaptado de Claridge, Holmes y Redfearn (1989).

## C-XX Celdas de flotación Maxwell

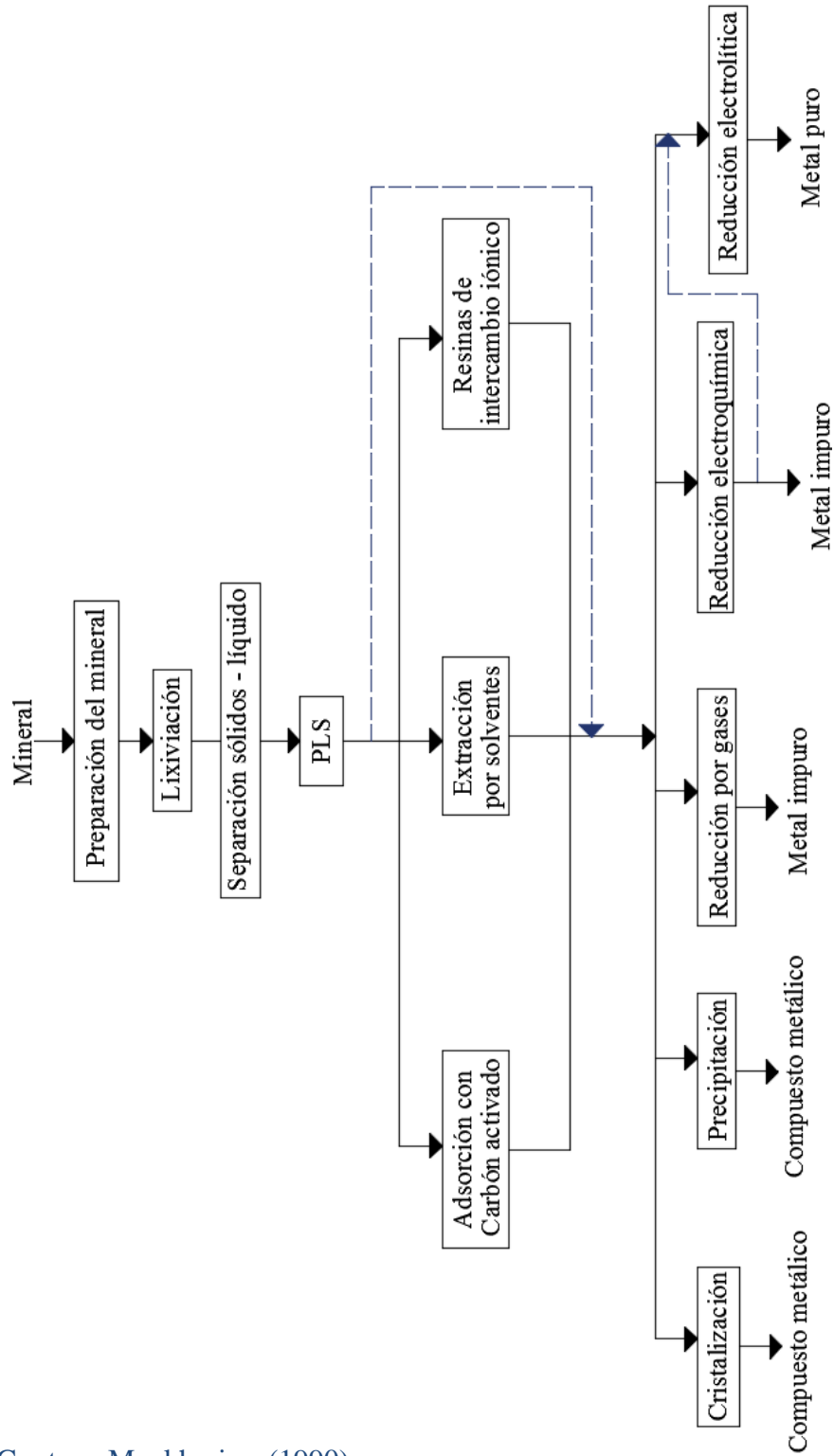
CELDAS MAXWELL					
Modelo	Volumen [pies cúbicos]	Diámetro de la celda	Altura de la celda	Diámetro del impulsor [pulgadas]	Motor [HP]
MX - 2.5	12	2' 5''	2' 4''	7.5	3
MX - 4	40	4'	4' 5''	15	3
MX - 6	150	6'	6' 4''	18	5
MX - 8	350	8'	8' 4''	24	10
MX - 10	700	10'	10' 4''	30	20
MX - 12	1200	12'	12' 5''	36	30
MX - 14	2000	14'	14' 4''	40	50

Adaptado de Claridge, Holmes y Redfearn (1989).

## Apéndice D

### Operaciones Hidrometalúrgicas y Pirometalúrgicas

#### D-I. Operaciones de una unidad hidrometalúrgica



Adaptado de Gupta y Muckherjee (1990).

## D-II. Potenciales estándares de reducción

Semireacción	$E^0$ [V]
$F_2(g) + 2e^- \rightarrow 2F^-(ac)$	+ 2.87
$O_3(g) + 2H^+(ac) + 2e^- \rightarrow O_2(g) + H_2O$	+ 2.07
$Co^{3+}(ac) + e^- \rightarrow Co^{2+}(ac)$	+ 1.82
$H_2O_2(ac) + 2H^+(ac) + 2e^- \rightarrow 2H_2O$	+ 1.77
$PbO_2(s) + 4H^+(ac) + SO_4^{2-}(ac) + 2e^- \rightarrow PbSO_4(s) + 2H_2O$	+1.70
$Ce^{4+}(ac) + e^- \rightarrow Ce^{3+}(ac)$	+ 1.61
$MnO_4^-(ac) + 8H^+(ac) + 5e^- \rightarrow Mn^{2+}(ac) + 4H_2O$	+1.51
$Au^{3+}(ac) + 3e^- \rightarrow Au(s)$	+1.50
$Cl_2(g) + 2e^- \rightarrow 2Cl^-(ac)$	+1.36
$Cr_2O_7^{2-}(ac) + 14H^+(ac) + 6e^- \rightarrow 2Cr^{3+}(ac) + 7H_2O$	+ 1.33
$MnO_2(ac) + 4H^+(ac) + 2e^- \rightarrow Mn^{2+}(ac) + 2H_2O$	+ 1.23
$O_2(g) + 4H^+(ac) + 4e^- \rightarrow 2H_2O$	+ 1.23
$Br_2(l) + 2e^- \rightarrow 2Br^-(ac)$	+ 1.07
$NO_3^-(ac) + 4H^+(ac) + 3e^- \rightarrow NO(g) + 2H_2O$	+ 0.96
$2Hg^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Hg_2^{2+}(ac)$	+ 0.92
$Hg_2^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow 2Hg(l)$	+ 0.85
$Ag^+(ac) + e^- \rightarrow Ag(s)$	+ 0.80
$Fe^{3+}(ac) + e^- \rightarrow Fe^{2+}(ac)$	+ 0.77
$O_2(g) + 2H^+(ac) + 2e^- \rightarrow H_2O_2(ac)$	+ 0.68
$MnO_4^-(ac) + 2H_2O + 3e^- \rightarrow MnO_2(s) + 4OH^-(ac)$	+ 0.59
$I_2(s) + 2e^- \rightarrow 2I^-(ac)$	+0.53
$O_2(g) + 2H_2O + 4e^- \rightarrow 4OH^-(ac)$	+ 0.40
$Cu^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Cu(s)$	+ 0.34
$AgCl(s) + e^- \rightarrow Ag(s) + Cl^-(ac)$	+ 0.22
$SO_4^{2-}(ac) + 4H^+(ac) + 2e^- \rightarrow SO_2(g) + 2H_2O$	+ 0.20
$Cu^{2+}(ac) + e^- \rightarrow Cu^+(ac)$	+ 0.15
$Sn^{4+}(ac) + 4e^- \rightarrow Sn^{2+}(ac)$	+ 0.13
$2H^+(ac) + 2e^- \rightarrow H_2(g)$	0.00
$Pb^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Pb(s)$	- 0.13
$Sn^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Sn(s)$	- 0.14
$Ni^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Ni(s)$	- 0.25
$Co^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Co(s)$	- 0.28
$PbSO_2(s) + 2e^- \rightarrow Pb(s) + SO_4^{2-}(ac)$	- 0.31
$Cd^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Cd(s)$	- 0.40
$Fe^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Fe(s)$	- 0.44
$Cr^{3+}(ac) + 3e^- \rightarrow Cr(s)$	- 0.74
$Zn^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Zn(s)$	- 0.76
$2H_2O + 2e^- \rightarrow H_2(g) + 2OH^-(ac)$	- 0.83
$Mn^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Mn(s)$	- 1.18
$Al^{3+}(ac) + 3e^- \rightarrow Al(s)$	- 1.66
$Be^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Be(s)$	- 1.85
$Mg^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Mg(s)$	- 2.37
$Na^+(ac) + e^- \rightarrow Na(s)$	- 2.71
$Ca^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Ca(s)$	- 2.87
$Sr^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Sr(s)$	-2.89
$Ba^{2+}(ac) + 2e^- \rightarrow Ba(s)$	- 2.90
$K^+(ac) + e^- \rightarrow K(s)$	-2.93
$Li^+(ac) + e^- \rightarrow Li(s)$	-3.05
En todas las semireacciones, la concentración de las especies disueltas es 1M y la presión es de 1 atm para los gases.	

D-III Datos de energía libre

Compuesto	$\Delta G_r^\circ$	Compuesto	$\Delta G_r^\circ$
	J/mol		J/mol
$Ag^+$	77,100	$Ba^{2+}$	-560,700
$Ag^{2+}$	268,200	$Ba_3(AsO_4)_2$	-3,074,000
$AgCl$	-109,720	$Ba(AsO_2)_2$	-1,284,000
$Ag_2O$	-10,820	$BaCO_3$	-1,138,900
$AgO$	10,880	$BaSO_4$	-1,353,000
$Ag(OH)$	-91,970	$BaSeO_4$	-1,062,000
$Ag(CN)_2^-$	301,500	$BaWO_4$	-1,563,000
$Ag(NH_3)_2^-$	-17,400	$Br^-$	-104,010
$AgNO_3$	-32,180	$Ca^{2+}$	-553,540
$Ag(S_2O_3)_2^{3-}$	-1,036,000	$Ca_3(AsO_4)_2$	-3,058,000
$Ag(SO_3)_2^{3-}$	-943,100	$Ca(AsO_2)_2$	-1,291,000
$Al^{3+}$	-489,400	$CaF^+$	-835,700
$AlO_2^-$	-839,700	$CaF_2$	-1,162,000
$Al(OH)_3$	-1,154,900	$Ca(OH)^+$	-717,800
$Al_2O_3$	-1,562,702	$Ca(OH)_2$	-898,408
$Al_2O_3 \cdot 3H_2O$	-2,320,400	$CaCO_3$	-1,128,842
$AsO_4^{3-}$	-636,000	$CaO$	-603,487
$AsO_2$	-349,900	$CaSO_4$	-1,291,000
$AsO^+$	-163,650	$CaSO_4(2H_2O)$	-1,797,197
$AsO_3^{3-}$	-447,300	$Cd^{2+}$	-77,580
$AsH_3(g)$	68,840	$CaCO_3$	-669,440
$HAsO_4^{2-}$	-707,130	$CdO$	-228,515
$H_2AsO_4^-$	-748,550	$Cd(OH)_2$	-470,550
$H_3AsO_4$	-769,060	$CdS$	-145,630
$AsS$	-70,320	$Cl^-$	-131,270
$Au^+$	163,200	$Cl_2(aq)$	6,900
$Au^{3+}$	433,500	$HCl$	-131,170
$AuCl_2^-$	-47,630	$ClO^-$	-37,240
$AuCl_4^-$	-235,000	$HClO$	-79,960
$Au(CN)_2^-$	289,300	$ClO_3^-$	-2,590
$Au(CNS)_2^-$	241,000	$HClO_3$	-2,590
$Au(CNS)_4^-$	544,000	$ClO_4^-$	-10,750
$Au(OH)_3$	-290,000	$HClO_4$	-10,340
$Au_3O_3$	163,200	$CN^-$	172,400
$Au(S_2O)_2^{3-}$	-1,065,000	$HCN$	119,700

Compuesto	$\Delta G_r^\circ$	Compuesto	$\Delta G_r^\circ$
	J/mol		J/mol
<i>HCN(g)</i>	124,700	<i>CuCl<sub>3</sub><sup>2-</sup></i>	-376,000
<i>OCN<sup>-</sup></i>	-97,400	<i>CuCl<sub>2</sub></i>	-175,000
<i>HOCN</i>	117,100	<i>CuCl<sub>2</sub><sup>-</sup></i>	-240,100
<i>CO</i>	-131,171	<i>CuCO<sub>3</sub>(aq)</i>	-501,700
<i>CO<sub>2</sub>(g)</i>	-394,375	<i>Cu<sub>2</sub>O</i>	-146,030
<i>CO<sub>2</sub>(aq)</i>	-385,980	<i>CuO</i>	-129,564
<i>CO<sub>3</sub><sup>2-</sup></i>	-527,900	<i>Cu(OH)<sub>2</sub></i>	-356,900
<i>HCO<sub>3</sub><sup>-</sup></i>	-586,850	<i>CuCO<sub>3</sub>·Cu(OH)<sub>2</sub></i>	-893,600
<i>H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>(aq)</i>	-623,170	<i>(CuCO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>Cu(OH)<sub>2</sub></i>	-1,315,500
<i>CH<sub>3</sub>OH(aq)</i>	-175,200	<i>CuS</i>	-49,080
<i>HCO<sub>2</sub>H(aq)</i>	356,000	<i>Cu<sub>2</sub>S</i>	-86,868
<i>HCHO(aq)</i>	-129,700	<i>CuSO<sub>4</sub></i>	-662,310
<i>HCO<sub>2</sub>(aq)</i>	-334,700	<i>Cu<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></i>	-652,700
<i>HCOO<sup>-</sup></i>	-351,000	<i>F<sup>-</sup></i>	-276,500
<i>H<sub>2</sub>CO<sub>2</sub></i>	-372,300	<i>HF(aq)</i>	-294,300
<i>Co<sup>2+</sup></i>	-54,400	<i>Fe<sup>2+</sup></i>	-78,870
<i>Co<sup>3+</sup></i>	134,000	<i>Fe<sup>3+</sup></i>	-4,600
<i>CoO</i>	-214,194	<i>FeAsO<sub>4</sub>·2H<sub>2</sub>O</i>	-1,263,520
<i>Co(OH)<sub>2</sub></i>	-456,100	<i>FeAsO<sub>4</sub></i>	-771,600
<i>Co(OH)<sub>3</sub></i>	-596,700	<i>FeCl<sub>3</sub></i>	-33,754
<i>Cr<sup>2+</sup></i>	-176,155	<i>FeO</i>	-251,156
<i>Cr<sup>3+</sup>(Cr(6H<sub>2</sub>O)<sup>3+</sup>)</i>	-215,490	<i>FeOOH</i>	-488,550
<i>CrO<sub>4</sub><sup>2-</sup></i>	-736,800	<i>Fe(OH)<sup>+</sup></i>	-277,400
<i>HCrO<sub>4</sub><sup>-</sup></i>	-773,700	<i>Fe(OH)<sub>2</sub></i>	-486,500
<i>Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	-1,047,000	<i>Fe(OH)<sub>2</sub><sup>+</sup></i>	-438,000
<i>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub><sup>2-</sup></i>	-1,320,000	<i>Fe(OH)<sub>3</sub></i>	-714,000
<i>Cr(OH)<sub>2</sub></i>	-587,900	<i>Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub></i>	-1,012,566
<i>Cr(OH)<sub>3</sub></i>	-900,900	<i>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	-742,683
<i>Cu<sup>+</sup></i>	49,980	<i>FeS<sub>2</sub></i>	-160,229
<i>Cu<sup>2+</sup></i>	65,520	<i>FeSO<sub>4</sub></i>	-820,800
<i>Cu<sub>3</sub>(AsO<sub>4</sub>)<sub>2</sub></i>	-1,299,600	<i>Fe(SO<sub>4</sub>)<sup>+</sup></i>	-772,700
<i>Cu(AsO<sub>2</sub>)<sub>2</sub></i>	-701,000	<i>Fe(SO<sub>4</sub>)<sub>2</sub><sup>-</sup></i>	-1,524,500
<i>Cu(CN)<sub>2</sub><sup>-</sup></i>	257,800	<i>Fe<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub></i>	-2,249,555
<i>CuCl</i>	-119,860	<i>H<sup>+</sup></i>	0
<i>CuCl<sup>+</sup></i>	-68,200	<i>H<sub>2</sub>(aq)</i>	17,600



Compuesto	$\Delta G_r^\circ$	Compuesto	$\Delta G_r^\circ$
	J/mol		J/mol
$H_2O(l)$	-237,141	$NH_3(gas)$	-16,410
$HO_2^-(aq)$	-67,300	$NH_3(aq)$	-26,600
$H_2O_2(aq)$	-134,030	$NH_4^+$	-79,457
$Hg_2^{2+}$	-153,600	$NH_4NO_3$	-263,800
$Hg^{2+}$	164,400	$NH_4OH$	-263,800
$Hg_2CO_3$	-442,700	$HNO_3(aq)$	-26,650
$HgCl$	-105,415	$NO_3^-$	-111,500
$HgCl_2$	-185,800	$NO_2$	51,310
$Hg_2Cl_2$	-210,700	$Na^+$	-261,900
$Hg(OH)_2$	-274,900	$NaCl$	-384,212
$HgSO_4$	-590,000	$NaCO_3^-$	-797,300
$Hg_2SO_4$	-623,900	$Na_2CO_3(aq)$	-1,052,000
$HgS$	-50,645	$NaHCO_3(aq)$	-847,600
$K^+$	-282,490	$NaOH$	-379,651
$KCl$	-408,554	$Na_2S$	-362,400
$KOH$	-378,932	$Na_2SiO_3$	-1,427,000
$La^+$	-292,620	$Ni^{2+}$	-45,600
$LiOH$	-438,941	$NiCO_3$	-615,100
$Mg^{2+}$	-454,800	$NiO$	-211,581
$Mg_3(AsO_4)_2$	-2,773,000	$NiO_2$	-198,740
$MgCO_3$	-1,029,480	$HNiO_2^-$	-349,200
$MgO$	-569,196	$Ni(OH)_2$	-453,100
$Mg(OH)_2$	-833,506	$NiSO_4$	-773,700
$MgCl_2$	-591,785	$O_2(g)$	0
$Mn^{2+}$	-228,000	$O_2(aq)$	16,400
$Mn^{3+}$	-82,000	$O_3(aq)$	174,100
$MnCO_3$	-816,700	$O_3(g)$	163,000
$MnO$	-362,896	$OH^-$	-157,328
$MnO_2$	-465,140	$P_2O_5$	-1,372,797
$MnOOH$	-557,700	$PO_4^{3-}$	-1,049,000
$MnO_4^-$	-447,200	$HPO_4^{2-}$	-1,094,000
$MnSO_2$	-957,326	$H_2PO_4^-$	-1,135,000
$MoO_2$	-533,053	$H_3PO_4$	-1,147,000
$MoO_2$	-668,055	$Pb^{2+}$	-24,400

Compuesto	$\Delta G_r^\circ$	Compuesto	$\Delta G_r^\circ$
	J/mol		J/mol
<i>PbO</i>	-189,202	<i>H<sub>2</sub>SeO<sub>3</sub></i>	-425,900
<i>PbO</i>	-188,573	<i>H<sub>2</sub>SeO<sub>4</sub></i>	-441,100
<i>Pb(OH)<sub>2</sub></i>	-420,508	<i>SiO<sub>2</sub></i>	-856,288
<i>Pb<sub>3</sub>O<sub>4</sub></i>	-617,700	<i>H<sub>3</sub>SO<sub>4</sub><sup>-</sup></i>	-1,200,000
<i>Pb<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	-411,800	<i>H<sub>4</sub>SiO<sub>4</sub> (aq)</i>	-1,308,000
<i>PbO<sub>2</sub></i>	-215,314	<i>Sn<sup>2+</sup></i>	-26,200
<i>PbCO<sub>3</sub></i>	-626,400	<i>Sn<sup>4+</sup></i>	-2,720
<i>PbS</i>	-96,075	<i>SnO</i>	-257,300
<i>PbSO<sub>4</sub></i>	-813,026	<i>SnO<sub>2</sub></i>	-519,902
<i>PbS<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	-560,700	<i>Sn(OH)<sup>+</sup></i>	-253,600
<i>Pt<sup>2+</sup></i>	-229,300	<i>SnS</i>	-140,698
<i>S<sup>2-</sup></i>	85,500	<i>Sr<sup>2+</sup></i>	-559,440
<i>H<sub>2</sub>S (g)</i>	-33,543	<i>Ti<sup>2+</sup></i>	-314,200
<i>H<sub>2</sub>S (aq)</i>	-27,830	<i>Ti<sup>3+</sup></i>	-349,800
<i>HS<sup>-</sup></i>	12,100	<i>TiO</i>	-513,312
<i>HSO<sub>4</sub><sup>-</sup></i>	-755,910	<i>TiO<sub>2</sub> (anatasa)</i>	-883,303
<i>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (l)</i>	-689,995	<i>TiO<sub>2</sub> (rutilo)</i>	-889.446
<i>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (aq)</i>	-744,530	<i>Ti(OH)<sub>3</sub></i>	-1,050,000
<i>SO<sub>2</sub> (g)</i>	-300,194	<i>U<sup>3+</sup></i>	-520,500
<i>SO<sub>2</sub> (aq)</i>	-300,676	<i>U<sup>4+</sup></i>	-579,100
<i>S<sub>2</sub>O<sub>3</sub><sup>2-</sup></i>	-522,500	<i>UCl<sub>3</sub></i>	-823,820
<i>HS<sub>2</sub>O<sub>3</sub><sup>-</sup></i>	-541,900	<i>UCl<sub>4</sub></i>	-1,018,390
<i>H<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	-543,500	<i>UO<sub>2</sub></i>	-1,031,770
<i>SO<sub>3</sub><sup>2-</sup></i>	-486,600	<i>UO<sub>3</sub></i>	-1,146,461
<i>HSO<sub>3</sub><sup>-</sup></i>	-527,300	<i>V<sup>2+</sup></i>	226,800
<i>SO<sub>4</sub><sup>2-</sup></i>	-744,630	<i>V<sup>3+</sup></i>	-251,400
<i>SbO<sup>+</sup></i>	-175,700	<i>VO<sup>2+</sup></i>	-456,100
<i>Sb<sub>2</sub>S<sub>3</sub></i>	-173,470	<i>VO<sub>2</sub><sup>+</sup></i>	-596,700
<i>Se<sup>2-</sup></i>	129,000	<i>VO</i>	-404,219
<i>SeO<sub>2</sub></i>	-173,600	<i>V<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	-1,139,052
<i>SeO<sub>3</sub><sup>2-</sup></i>	-378,800	<i>V<sub>2</sub>O<sub>4</sub></i>	-1,318,457
<i>SeO<sub>4</sub><sup>2-</sup></i>	-441,100	<i>V<sub>2</sub>O<sub>5</sub></i>	-1,419,435
<i>HSeO<sub>3</sub><sup>-</sup></i>	-411,300	<i>V(OH)<sub>3</sub></i>	-912,200
<i>HSeO<sub>4</sub><sup>-</sup></i>	-452,700	<i>WO<sub>2</sub></i>	-533,858

Compuesto	$\Delta G_r^\circ$	Compuesto	$\Delta G_r^\circ$
	J/mol		J/mol
$WO_3$	-764,062	$Zn(OH)^+$	-330,100
$WO_4^{2-}$	-920,500	$Zn(OH)_2 (\gamma)$	-553,810
$WS_2$	-297,945	$Zn(NH_3)_4^{2+}$	-301,900
$Zn^{2+}$	-147,260	$Zn(NH_3)_2^{2+}$	-225,000
$Zn_3(AsO_4)_2$	-1,903,000	$ZnS$ (esfalerita)	-202,496
$Zn(AsO_2)_2$	-917,900	$ZnS$ (wurtzita)	-190,220
$ZnCO_3$	-746,500	$ZnSO_4$	-871,530
$ZnO$	-320,477	$Zr^{4+}$	-594,000
$ZnO_2^{2-}$	-388,870	$ZrO_2$	-1,036,400

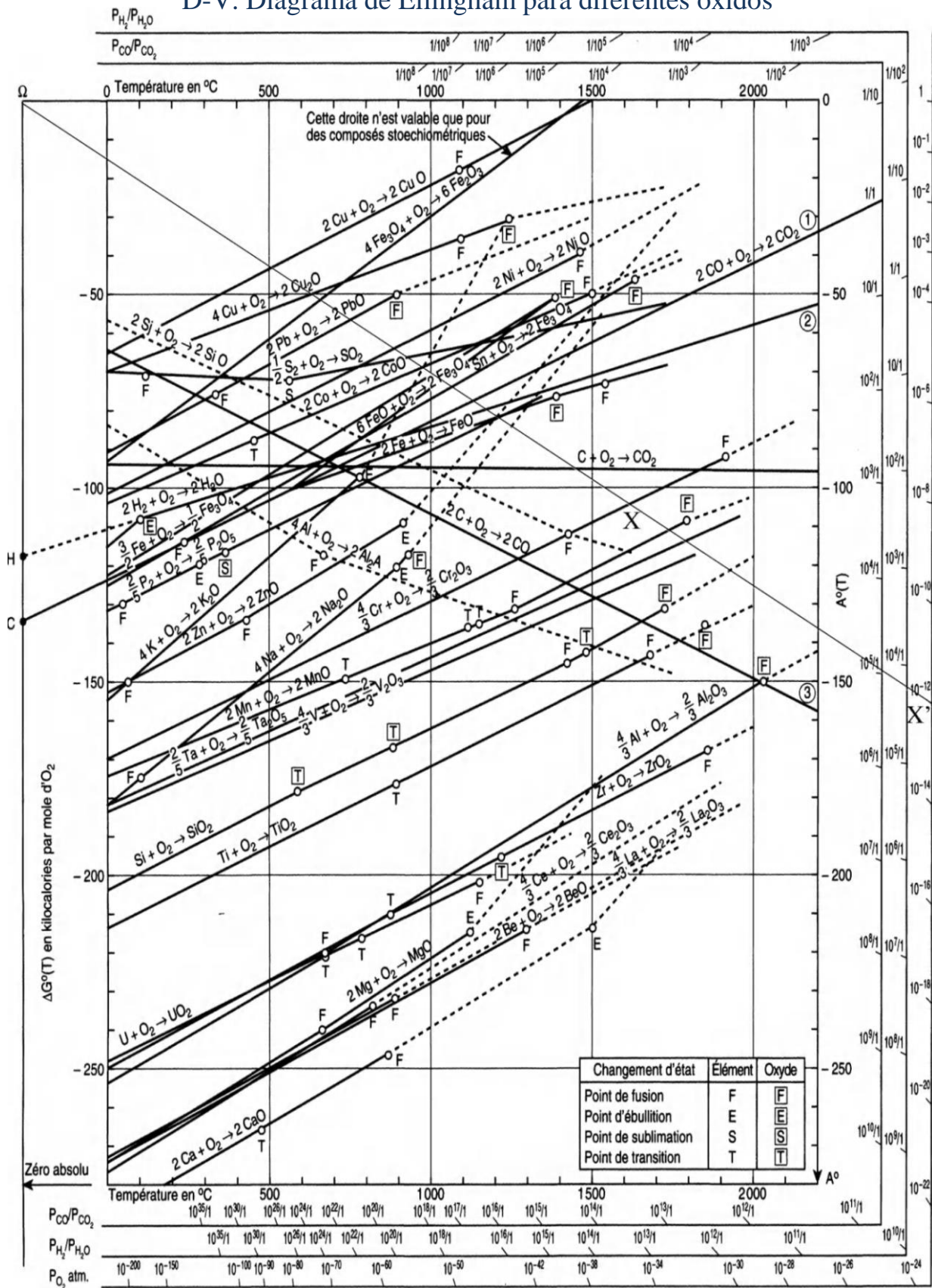
Adaptado de Havlík (2008)

## D-IV Procesos de electroobtención

<b>Metal</b>	<b>Electrolito</b>	<b>Temperatura [C°]</b>	<b>pH</b>	<b>Ánodo</b>	<b>Cátodo</b>	<b>Voltaje de celda [V]</b>	<b>Requerimiento energético [kWh/kg]</b>
Cadmio	Sulfato	25	7	Pb - Ag	Aluminio	2.5 - 2.7	1.3
Cobalto	Sulfato	50	1.5	Pb - Sb - Ag	Acero Inox.	5	6.5
Cobalto	Sulfato	65	0.8		Acero Inox.		
Cobre	Sulfato	50		Pb - Ca - Sn	Acero Inox.	2	2
Cromo	Sulfato	50		Pb - Ag	Acero Inox.	4.2	18.9
Galio	NaOH				Acero Inox.		
Manganeso	Sulfato		7.2	Pb - Zn	Acero Inox.	5.1	8.5
Níquel	Sulfato	65	3.5	Pb - Sb	Níquel	3.4	3.7
Oro	Cianuro	75	11	Acero	Aceo		
Plata	Nitrato				Plata		
Zinc	Sulfato	35	6	Pb - Ag	Aluminio	3.4	3.3
Zinc	NaOH				Acero Inox.		

Adaptado de Dominic (2001).

## D-V. Diagrama de Ellingham para diferentes óxidos



Adaptado de Vignes (2011).



## Apéndice E

### Evaluación económica

#### E-I Índice Marshall & Swift

Índice Marshall & Swift			
Año	M&S para minería y metalúrgia	Año	M&S para minería y metalúrgia
1950	171	1980	684
1951	181	1981	750
1952	182	1982	784
1953	184	1983	799
1954	187	1984	814
1955	193	1985	823
1956	216	1986	827
1957	228	1987	837
1958	234	1988	870
1959	237	1989	911
1960	241	1990	940
1961	239	1991	959
1962	240	1992	976
1963	240	1993	999
1964	243	1994	1028
1965	245	1995	1058
1966	253	1996	1072
1967	264	1997	1087
1968	273	1998	1092
1969	286	2001	1132
1970	303	2002	1104.2
1971	321	2003	1123.6
1972	332	2004	1178.5
1973	343	2005	1244.5
1974	394	2006	1302.3
1975	451	2007	1373.3
1976	483	2008	1449.3
1977	521	2009	1468.6
1978	565	2010	1599.7
1979	619	2011	1648.6

Adaptado de Mular y Poulin (1998).

## Apéndice F

### Material Digital

---

#### F-I Descarga Material Digital

Como resultado de este trabajo se recaudó un Material Digital que esta compuesto de archivos de interés para el lector citados en este trabajo. Estos archivos pueden ser descargados en el siguiente hipervínculo o en el Código QR.

Descarga servidor Google Drive.

<https://drive.google.com/drive/folders/11PVQVkmTCfWJeMUDUmh6X2qrvZA1iw0q?usp=sharing>

Descarga servidor MediaFire.

