



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

**“DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DE EQUIPO SUPERFICIAL
PARA EL MANEJO DE ACEITE”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A

GONZÁLEZ MONROY GABINO EDUARDO

DIRECTOR:

ING. MAYSSE ROQUE ANALINDA MARINA

CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F., 2015





UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN
CIENCIAS DE LA TIERRA
OFICIO/FING/DICT/056/2015

SR. GABINO EDUARDO GONZÁLEZ MONROY
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento que la opción de titulación: **POR TESIS**, así como el tema y contenido propuestos por la **Ing. Analinda M. Maysse Roque**, en calidad de **Director de Tesis**, han sido aprobados por el comité de titulación de la carrera de **Ingeniería Petrolera** y se muestran a continuación

DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DE INFRAESTRUCTURA PARA EL MANEJO DE ACEITE

- I INTRODUCCIÓN
- I MÚLTIPLE DE RECOLECCIÓN
- II PROCESO DE SEPARACIÓN
- III PROCESO DE ESTABILIZACIÓN
- IV PROCESO DE DESHIDRATACIÓN Y DESALADO
- V ALMACENAMIENTO Y BOMBEO
- V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

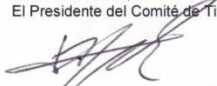
Por otra parte, le comunico que le ha sido asignado el siguiente jurado que tendrá como función básica, avalar su trabajo escrito y autorizar la réplica oral requerida para la obtención del título profesional, de acuerdo al Reglamento de Opciones de Titulación vigente

PRESIDENTE: DR. TEODORO I. GUERRERO SARABIA
VOCAL: ING. ANALINDA M. MAYSSE ROQUE
SECRETARIO: ING. CARLOS AVENDAÑO SALAZAR
1ER. SUPLENTE: ING. JOSÉ J. SÁNCHEZ VELA
2DO. SUPLENTE: ING. JAIME LARIOS GONZÁLEZ

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de Administración Escolar, en el sentido que se imprima en lugar visible de cada ejemplar del trabajo escrito, el título de este.

Asimismo, le recuerdo que para optar por el título profesional, es necesario haber acreditado el 100% de los créditos establecidos en el plan de estudios, haber realizado el Servicio Social de acuerdo con la Legislación Universitaria y haber aprobado el examen de comprensión de lectura de un idioma extranjero, en términos de lo dispuesto por el Consejo Técnico.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
CD. Universitaria, D. F. a 28 de Enero de 2015
El Presidente del Comité de Titulación de Ingeniería Petrolera


DR. JOSÉ ANTONIO HERNÁNDEZ ESPRIÚ

ccp Coordinador de la Carrera
ccp Interesado

Agradecimientos

Un agradecimiento a dios por permitirme la oportunidad de vivir y poder realizar uno de mis tantos sueños.

Quiero agradecer especialmente a mi madre de nombre “Martha” por todos los años que me estuvo impulsando, aun cuando decía que no podía; ella fue mi primera maestra y la más grande de todas.

A mi padre “Gabino” y mi hermana “Luz Elena”, quienes me han acompañado en toda mi travesía académica, personal y laboral. Ellos me ayudaron a desarrollar el arma más grande de todas que es: la imaginación.

A los ingenieros petroleros de la generación 2010, quienes convivimos, aprendimos, desarrollamos, investigamos y divertimos. Ellos me enseñaron un estilo de vida que considero único.

A la Maestro en Ingeniería Petrolera “Analinda Marina Maysse Roque” por toda su atención, apoyo y enseñanzas. Ella es una persona con voluntad de hierro y es por ello que le tengo un gran respeto y admiración.

Al profesor y Maestro en Ingeniería Petrolera “Jaime Larios González” por su apoyo y enseñanzas para la elaboración de este trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, cuyas aulas, canchas, estadios, bibliotecas, competencias y seminarios, ayudaron a mi desarrollo tanto físico como mental. Esta universidad es única e inigualable.



Un agradecimiento especial al personal profesionalista de Petróleos Mexicanos por sus aportaciones para el enriquecimiento de este trabajo.

A la estudiante de diseño gráfico “Lía Yael Salas Tello” por su participación en la elaboración de imágenes de diversos equipos superficiales.



Resumen

En el presente trabajo, se consideran las etapas del proceso en el manejo de la producción de aceite, desde la llegada de los pozos petroleros a la instalación hasta la entrega a los oleoductos cumpliendo con los parámetros de calidad en función del diseño y optimización en cada una de éstas. En el primer capítulo se presenta el múltiple de recolección, el cual hace referencia al sistema de recibo donde llega la producción de hidrocarburos proveniente de los pozos productores, así como las interconexiones del sistema y la disposición apropiada de válvulas que facilitan el manejo y control. El segundo capítulo hace referencia al proceso de separación, que incluye diversos factores y consideraciones para su diseño y selección, así como los diferentes problemas durante su operación y mantenimiento. En el tercer capítulo se presentan los diferentes procesos para realizar la estabilización de crudo. El cuarto capítulo considera los procesos de deshidratación y desalado, resaltando los factores y consideraciones para su diseño y dimensionamiento de los mismos. Finalmente, el último capítulo señala los diferentes tipos de equipo utilizados para el almacenamiento y bombeo de fluidos estabilizados, los materiales que son usados para su construcción y los respectivos factores para su uso.



Contenido

Agradecimientos.....	i
Resumen.....	iii
Lista de tablas.....	ix
Lista de figuras	xi
Nomenclatura.....	xiv
Introducción	1
Capítulo I. Múltiple de recolección.....	5
I.1 Compuesto de líneas.....	7
I.2 Factores a consideración.....	8
Capítulo II. Proceso de Separación.....	9
II.1 Clasificación de los Separadores	10
II.2 Separación mecánica de fases	12
II.2.1 Asentamiento por la fuerza de gravedad	12
II.2.1.1 Principio físico del asentamiento por fuerza de gravedad	13
II.2.2 Cantidad de movimiento o inercia	14
II.2.3 Coalescencia.....	16
II.2.4 Impacto.....	17
II.2.4.1 Intercepción directa	17
II.2.4.2 Difusión browniana.....	18
II.3 Secciones funcionales del equipo de separación convencional.....	19
II.3.1 Sección de separación primaria	21
II.3.2 Sección de separación secundaria o asentamiento por gravedad.....	21
II.3.3 Sección de recolección de líquidos	22
II.3.4 Sección de extracción de niebla.....	22
II.4 Aplicación, ventajas y desventajas de los separadores vertical y horizontal	23



II.5 Internos del equipo de separación	24
II.6 Adversidades en el proceso de separación	28
II.6.1 Formación de burbujas en la salida de la fase líquida	29
II.6.2 Arrastre de líquidos por la fase gaseosa	29
II.6.3 Formación de espumas	29
II.6.4 Emulsiones en separadores	30
II.6.5 Acumulación de sedimentos	31
II.7 Factores para el diseño y selección del equipo de separación	33
II.8 Parámetros en el diseño de separadores convencionales	34
II.8.1 Flujo normal de vapor	35
II.8.2 Presión y temperatura de operación (P_o y T_o)	35
II.8.3 Factor de <i>compresibilidad</i> de gas (Z)	35
II.8.4 Densidad de los fluidos en las condiciones de operación	36
II.8.5 Velocidad crítica o terminal (V_t)	36
II.8.6 Constante K (Souders & Brown)	36
II.8.7 Tiempo de retención o residencia (t_r)	37
II.8.8 Relación longitud / diámetro o de esbeltez (L_{ss}/d)	38
II.8.9 Eficiencia requerida de separación (%Eff)	38
II.8.10 Factor de dispersión (θ)	39
II.8.11 Coeficiente de arrastre (C_D)	40
II.9 Dimensionamiento de un separador bifásico vertical	43
II.10 Dimensionamiento de un separador bifásico horizontal	49
II.11 Separadores trifásicos	55
II.12 Dimensionamiento de un separador trifásico vertical	59
II.13 Dimensionamiento de un separador trifásico horizontal	65
II.14 Dimensionamiento de un separador bifásico horizontal con una altura de líquido diferente de 0.5	72
II.15 Separación por etapas en superficie	78

Capítulo III. Proceso de Estabilización

III.1 La Presión de Vapor Reid (PVR)	97
III.2 Calidad del aceite crudo	102
III.3 Métodos de estabilización	104
III.3.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento	106
III.3.2 Separación multietapa con tanque elevado	107
III.3.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío	109
III.3.4 Estabilización mediante torres "Boots" con sistema de vacío	110
III.3.5 Separación multietapa con calentamiento de aceite previo al tanque de elevado	112
III.3.6 Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre	113
III.3.7 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios	116



III.3.8	Método ultrasónico.....	118
Capítulo IV. Proceso de Deshidratación y Desalado 119		
IV.1	Deshidratación.....	120
IV.1.1	Método Químico	120
IV.1.1.1	Determinación del contenido de agua y sedimento	122
IV.1.1.2	Determinación del contenido de sales	122
IV.1.1.3	Determinación de metales.....	122
IV.1.1.4	Acción de la química deshidratante	123
IV.1.1.5	Equipos de inyección de química deshidratante.....	125
IV.1.2	Método mecánico	127
IV.1.2.1	Tipos de deshidratación mecánica.....	127
IV.1.2.2	Equipos utilizados en la deshidratación de aceite	129
IV.1.2.2.1	Calentadores	130
IV.1.2.2.2	Separadores gravitacionales	138
IV.1.2.2.3	Deshidratador electroestático	143
IV.1.3	Optimización del proceso de deshidratación	147
IV.2	Diseño de inyección de química deshidratante	149
IV.3	Balance para el calentamiento de aceite por método directo en un horno	151
IV.5	Dimensionamiento de un tratador horizontal	161
IV.6	Dimensionamiento de un tratador vertical	165
IV.7	Desalación	169
IV.7.1	Hidrólisis	170
IV.7.2	Sales en el aceite y su reacción ante la adición de agua.....	173
IV.7.3	Problemas ocasionados por la salinidad del agua	174
IV.7.4	Desarrollo del proceso de desalado	174
IV.7.5	Equipos de desalación	177
IV.7.6	Consideraciones de diseño en un equipo de desalación	179
IV.7.6.1	Nivel de deshidratación	180
IV.7.6.2	Eficiencia de mezclado.....	180
IV.8	Determinación de la salinidad en desaladores.....	184
Capítulo V. Almacenamiento y bombeo 187		
V.1	Tanques de almacenamiento.....	189
V.1.1	Clasificación de tanques de almacenamiento	190
V.1.1.1	Tanque de almacenamiento vertical con techo fijo.....	191
V.1.1.2	Tanque de almacenamiento vertical con techo flotante	192
V.1.2	Materiales utilizados en la construcción de tanques de almacenamiento	194
V.1.3	Elementos del tanque de almacenamiento.....	195
V.1.4	Consideraciones para el diseño de tanques de almacenamiento.....	197
V.1.5	Factores para el diseño de tanques de almacenamiento.....	198



V.1.6 Drenaje en tanques de almacenamiento	198
V.1.7 Ciclo de operación de un tanque de almacenamiento	200
V.2 Bombeo	204
V.2.1 Consideraciones en el diseño de estaciones de bombeo	204
V.2.3 Factores para la selección de la unidad de bombeo	205
V.2.4 Clasificación de bombas	206
V.2.4.1 Bombas Centrífugas	209
V.2.4.2 Bombas reciprocantes	211
V.2.5 Cavitación	212
V.2.6 NPSH Requerida de la bomba	213
Conclusiones y recomendaciones.....	217
Referencias	218
Apéndice.....	220



Lista de tablas

Capítulo II. Proceso de separación

Tabla II.1	<i>Aplicación, ventajas y desventajas de los separadores convencionales</i>	23
Tabla II.2	<i>Valores de K utilizados para separadores</i>	37
Tabla II.3	<i>Tiempos de retención típicos para diferentes tipos de crudo y separadores</i>	38
Tabla II.4	<i>Factores de dispersión típicos</i>	39
Tabla II.5	<i>Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre</i>	46
Tabla II.6	<i>Tabulación de "h" a varios diámetros y tiempos de retención</i>	47
Tabla II.7	<i>Dimensiones propuestas para una $tr = 1$ [min]</i>	48
Tabla II.8	<i>Dimensiones propuestas para una $tr = 3$ [min]</i>	48
Tabla II.9	<i>Valores que cumplen los requisitos y pueden ser seleccionados</i>	48
Tabla II.10	<i>Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre</i>	52
Tabla II.11	<i>Valores de referencia para la capacidad de gas</i>	53
Tabla II.12	<i>Valores de referencia para la capacidad de aceite</i>	54
Tabla II.13	<i>Valores de referencia para la capacidad de aceite y gas</i>	54
Tabla II.14	<i>Valores que cumplen los requisitos y pueden ser seleccionados</i>	54
Tabla II.15	<i>Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre</i>	62
Tabla II.16	<i>Valores de la suma de las alturas para diferentes diámetros</i>	63
Tabla II.17	<i>Valores de referencia para la selección final</i>	64
Tabla II.18	<i>Valores que cumplen los requisitos y pueden ser seleccionados</i>	64
Tabla II.19	<i>Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre</i>	69
Tabla II.20	<i>Valores de referencia para la selección final</i>	71
Tabla II.21	<i>Valores que cumplen con los requisitos de selección</i>	71
Tabla II.22	<i>Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre</i>	75
Tabla II.23	<i>Valores de referencia para la capacidad de gas</i>	76
Tabla II.24	<i>Valores de referencia para la capacidad de aceite</i>	77
Tabla II.25	<i>Valores de referencia para la capacidad de aceite y gas</i>	77
Tabla II.26	<i>Valor que cumple los requisitos y puede ser seleccionado</i>	77
Tabla II.27	<i>Resumen de cálculos en la primera etapa de separación</i>	88
Tabla II.28	<i>Resumen de cálculos en la segunda etapa de separación</i>	89
Tabla II.29	<i>Resumen de cálculos en la última etapa de separación</i>	90
Tabla II.30	<i>Resumen de cálculos de masa y volumen del pseudolíquido en la última etapa de separación</i>	91
Tabla II.31	<i>Resumen de cálculos de la densidad del pseudolíquido en la última etapa de separación</i>	92
Tabla II.32	<i>Resumen de cálculos de las propiedades del gas y el aceite a condiciones estándar</i>	92
Tabla II.33	<i>Resumen de cálculos de masa y volumen del pseudolíquido en la primera etapa</i>	93
Tabla II.34	<i>Resumen de cálculos de la densidad del pseudolíquido en la primera etapa</i>	93
Tabla II.35	<i>Resumen de cálculos y valores de gráficas para el factor volumen del aceite</i>	93



Tabla II.36 <i>Resumen de cálculos finales para cada una de las características del gas y el aceite a condiciones estándar.....</i>	94
--	----

Capítulo III. Proceso de estabilización

Tabla III.1 <i>Especificaciones de calidad de diferentes tipos de mezclas de aceite crudo</i>	102
Tabla III.2 <i>Especificaciones de calidad de diferentes tipos de aceite crudo por ducto..</i>	102
Tabla III.3 <i>Pruebas para la determinación de la calidad del aceite crudo</i>	103

Capítulo IV. Proceso de deshidratación y desalado

Tabla IV.1 <i>Métodos de análisis de laboratorio</i>	121
Tabla IV.2 <i>Aspectos y efectividad de tanques de lavado y separadores electroestáticos</i>	147
Tabla IV.3 <i>Resumen de cálculos y resultado final de la concentración final.....</i>	150
Tabla IV.4 <i>Resumen de cálculos y resultado final de la concentración necesaria.....</i>	150
Tabla IV.5 <i>Datos del cálculo del calor absorbido por el agua y el aceite</i>	154
Tabla IV.6 <i>Resultados de calor absorbido para los pronósticos de producción esperados y la capacidad instalada</i>	155
Tabla IV.7 <i>Datos del cálculo del calor absorbido por el agua y el aceite por el método indirecto</i>	160
Tabla IV.8 <i>Temperatura y propiedades a tratar en un tratador horizontal.....</i>	162
Tabla IV.9 <i>Cálculos de dL_{eff} para cada temperatura en un tratador horizontal</i>	163
Tabla IV.10 <i>Cálculos de “d” para cada temperatura en un tratador horizontal</i>	163
Tabla IV.11 <i>Cálculos de “L_{eff}” para cada temperatura en un tratador horizontal</i>	163
Tabla IV.12 <i>Cálculos de calor absorbido para cada temperatura en un tratador horizontal</i>	164
Tabla IV.13 <i>Resumen de datos calculados para cada temperatura en un tratador horizontal</i>	164
Tabla IV.14 <i>Temperatura y propiedades a tratar en un tratador vertical.....</i>	167
Tabla IV.15 <i>Cálculos de “L_{eff}” para cada temperatura en un tratador vertical</i>	168
Tabla IV.16 <i>Resumen de cálculos para cada temperatura en un tratador vertical</i>	168

Capítulo V. Almacenamiento y bombeo

Tabla V.1 <i>Aplicaciones y controladores de bombas</i>	205
Tabla V.2 <i>Valores asignados a los factores C y K_c.....</i>	215

Lista de figuras

Introducción

Figura 0.1	<i>Diagrama de flujo del sistema de producción de hidrocarburos</i>	3
Figura 0.2	<i>Diagrama de flujo de proceso de una instalación terrestre</i>	4

Capítulo I. Múltiple de recolección

Figura I.1	<i>Cabezal foráneo de recolección</i>	6
Figura I.2	<i>Cabezal general de llegada de pozos</i>	6
Figura I.3	<i>Líneas en un múltiple de recolección</i>	7

Capítulo II. Proceso de separación

Figura II.1	<i>Separador trifásico horizontal</i>	10
Figura II.2	<i>Clasificación de los separadores</i>	11
Figura II.3	<i>Fuerza de gravedad actuando sobre una partícula</i>	13
Figura II.4	<i>Efecto del cambio de dirección del gas con flujo de gas horizontal</i>	15
Figura II.5	<i>Efecto del cambio de dirección del gas con flujo de gas vertical</i>	15
Figura II.6	<i>Coalescencia de partículas de aceite en agua</i>	16
Figura II.7	<i>Captura de gotas por interceptación directa</i>	18
Figura II.8	<i>Movimiento browniano de una partícula en una corriente de gas</i>	19
Figura II.9	<i>Secciones funcionales de un equipo de separación horizontal</i>	20
Figura II.10	<i>Secciones funcionales de equipo de separación vertical</i>	20
Figura II.11	<i>Desviador de entrada</i>	25
Figura II.12	<i>Entrada ciclónica</i>	26
Figura II.13	<i>Cojín de mallas de alambre</i>	27
Figura II.14	<i>Extractores de veleta</i>	27
Figura II.15	<i>Comportamiento de un gas húmedo en un extractor tipo veleta</i>	27
Figura II.16	<i>Partes internas de un equipo de separación bifásica horizontal</i>	28
Figura II.17	<i>Esquema de la depositación de arenas en un separador vertical</i>	32
Figura II.18	<i>Algoritmo para dimensionar un separador bifásico vertical</i>	44
Figura II.19	<i>Algoritmo para dimensionar un separador bifásico horizontal</i>	50
Figura II.20	<i>Columna hidrostática en un separador trifásico</i>	55
Figura II.21	<i>Relación de columna hidrostática respecto del tiempo</i>	56
Figura II.22	<i>Posicionamiento de los vertederos</i>	57
Figura II.23	<i>Separador trifásico horizontal</i>	58
Figura II.24	<i>Separador trifásico vertical</i>	58
Figura II.25	<i>Algoritmo para dimensionar un separador trifásico vertical</i>	60
Figura II.26	<i>Algoritmo para dimensionar un separador trifásico horizontal</i>	67
Figura II.27	<i>Diagrama de flujo para el dimensionamiento de un separador bifásico horizontal con una altura de líquido diferente de 0.5</i>	73
Figura II.28	<i>Separación de dos y tres etapas en superficie</i>	78
Figura II.29	<i>Diagrama de flujo para la separación por etapas en superficie</i>	85



Capítulo III. Proceso de estabilización

Figura III.1	Separadores elevados de baja/súper baja presión.....	104
Figura III.2	Técnicas para el proceso de estabilización.....	105
Figura III.3	Esquema típico la separación multietapa con tanque de almacenamiento.....	106
Figura III.4	Separación multietapa con separador elevado.....	108
Figura III.5	Separación multietapa con separador elevado considerando presión de separación a condiciones de vacío.....	109
Figura III.6	Estabilización del aceite crudo mediante torres Boots con sistema de vacío.....	110
Figura III.7	Torre "Boot".....	111
Figura III.8	Estabilización mediante el calentamiento del crudo y la separación elevada.....	112
Figura III.9	Estabilización de aceite mediante el uso de un estabilizador tipo torre.....	115
Figura III.10	Estabilización con columnas agotadoras con calentamiento interetapas.....	117
Figura III.11	Estabilización de crudo mediante la aplicación de ultrasonido.....	118

Capítulo IV. Proceso de deshidratación y bombeo

Figura IV.1	Sistema convencional de deshidratación y desalado de aceite.....	120
Figura IV.2	Tanque de almacenamiento o "toten" para reactivos químicos.....	126
Figura IV.3	Diagrama de un sistema de deshidratación con calentador directo.....	133
Figura IV.4	Calentadores tubulares.....	134
Figura IV.5	Calentador de tubos de fuego internos horizontal.....	136
Figura IV.6	Diagrama de un sistema de deshidratación con calentador de fuego indirecto.....	138
Figura IV.7	Diagrama típico de un sistema de separadores gravitacionales.....	139
Figura IV.8	Eliminador de agua libre horizontal.....	140
Figura IV.9	Eliminador de agua libre vertical.....	140
Figura IV.10	Proceso de separación agua-aceite en tanques de lavado.....	141
Figura IV.11	Tanque de lavado helicoidal.....	142
Figura IV.12	Tanque de lavado concéntrico (Vista de perfil).....	143
Figura IV.13	Tanque de lavado concéntrico (Vista horizontal).....	143
Figura IV.14	Efecto del campo eléctrico en la emulsión.....	144
Figura IV.15	Campo electromagnético generado en dos o tres electrodos.....	144
Figura IV.16	Electrodos (A y B) y colchón de agua.....	145
Figura IV.17	Desalador con internos (Vista de perfil).....	145
Figura IV.18	Diagrama de flujo para el proceso de deshidratación.....	148
Figura IV.19	Balance de energía y masa en un horno.....	151
Figura IV.20	Gráfica de la capacidad requerida y capacidad instalada contra el tiempo.....	156
Figura IV.21	Balance de energía y masa en un horno con recirculación.....	157
Figura IV.22	Tratador horizontal.....	161
Figura IV.23	Tratador vertical.....	165
Figura IV.24	Diagrama de flujo del dimensionamiento de tratadores térmicos.....	166
Figura IV.25	Diagrama esquemático de desalado de aceite.....	169
Figura IV.26	Arreglo de desaladores en serie.....	178
Figura IV.27	Esquema de mezclado con agua de lavado inyectada.....	181
Figura IV.28	Esquema de mezclado con válvula de compuerta incorporada.....	181



Figura IV.29 <i>Esquema de mezclado con válvula automática de control</i>	182
Figura IV.30 <i>Curvas típicas: contenido de sal & BS&W vs caída de presión en la válvula (Cortesía Howe-Baker Engineering Inc. Tyler-Texas)</i>	183

Capítulo V. Almacenamiento y bombeo

Figura V.1 <i>Tanque de almacenamiento</i>	187
Figura V.2 <i>Casa de bombas</i>	188
Figura V.3 <i>Clasificación de los tanques de almacenamiento</i>	190
Figura V.4 <i>Tanque de almacenamiento con techo fijo con medidor tipo boya</i>	191
Figura V.5 <i>Medición directa con plomada en un tanque de techo fijo</i>	192
Figura V.6 <i>Tanques de techo flotante interno y externo respectivamente</i>	193
Figura V.7 <i>Corte transversal de un tanque con techo flotante</i>	193
Figura V.8 <i>Ciclo de operación de un tanque de almacenamiento</i>	200
Figura V.9 <i>Clasificación de las bombas</i>	206
Figura V.10 <i>Esquemas de bombas de desplazamiento positivo</i>	208
Figura V.11 <i>Tipos de rodete de las bombas dinámicas</i>	209
Figura V.12 <i>Bomba centrífuga (corte transversal)</i>	209
Figura V.13 <i>Bomba de flujo axial (corte longitudinal)</i>	210
Figura V.14 <i>Bomba de flujo axial (vista de perfil)</i>	210
Figura V.15 <i>Bomba reciprocante tipo embolo de doble efecto</i>	211



Nomenclatura

Variable	Significado
$\%W_L$	Porcentaje del agua de lavado
$\%W_R$	Porcentaje del agua de recirculación
$\%BSW$	Porcentaje de agua y sólidos contenidos en el aceite
$\%Eff$	Eficiencia requerida de separación
A	Area
A_o	Area del aceite en la sección transversal
A_w	Area del agua en la sección transversal
B_o	Factor volumen del aceite
C_A	Capacidad requerida
C_B	Capacidad instalada
C_D	Coefficiente de arrastre
$C_{p \ T}$	Calore específico total
$C_{p \ T}$	Capacidad calorífica de mezcla de aceite mas agua
$C_{p \ o}$	Calor específico del aceite
$C_{p \ w}$	Calor específico del agua
d	Diámetro
d_m	Diámetro de la partícula de aceite
$d_{m \ w}$	Diámetro de la partícula de agua
d_{max}	Diámetro máximo del separador
d_{min}	Diámetro mínimo del separador
F	Fuerza
g	Gravedad
H_a	Pérdidas por aceleración
H_f	Pérdidas por fricción
H_p	Pérdidas en la cabeza de la bomba
$H_{succión}$	Presión generada en la entrada de la succión
HHP	Potencia de la bomba
h	Columna de líquido
h_o	Columna de aceite
h_w	Columna de agua
K	Constante de Souders & Brown
K_C	Factor de compresibilidad del líquido
K_i	Constante de equilibrio del componente i
L_{eff}	Longitud efectiva
L_{ss}	Longitud costura – costura
M_T	Flujo másico total
M_e	Flujo másico en la entrada
M_{ar}	Flujo másico del agua de recirculación
M_s	Flujo másico en la salida
P	Presión
P_{op}	Presión de operación
Q_{Abs}	Calor absorbido por el aceite y agua
$Q_{entrada}$	Calor en la entrada

Q_{salida}	<i>Calor en la salida</i>
q_T	<i>Gasto total</i>
q_L	<i>Gasto del líquido</i>
q_{ar}	<i>Gasto del agua de recirculación</i>
q_g	<i>Gasto de gas</i>
q_o	<i>Gasto de aceite</i>
q_w	<i>Gasto de agua</i>
RGA	<i>Relación gas – aceite</i>
R_e	<i>Número de Reynolds</i>
S_{CNT}	<i>Salinidad del crudo no tratado</i>
S_{CT}	<i>Salinidad del crudo tratado</i>
S_w	<i>Salinidad del agua</i>
S_{wL}	<i>Salinidad del agua de lavado</i>
S_{wR}	<i>Salinidad del agua de recirculación</i>
T_A	<i>Tiempo de llenado</i>
T_B	<i>Tiempo de reposo</i>
T_C	<i>Tiempo de drenaje</i>
T_D	<i>Tiempo de aforo</i>
T_E	<i>Tiempo de bombeo</i>
T_F	<i>Tiempo de holgura</i>
T_G	<i>Tiempo total del ciclo</i>
T_e	<i>Temperatura de entrada</i>
T_{eh}	<i>Temperatura de entrada al horno</i>
T_{op}	<i>Temperatura de operación</i>
T_s	<i>Temperatura de salida</i>
T_{sh}	<i>Temperatura de salida del horno</i>
tr	<i>Tiempo de retención</i>
tr_o	<i>Tiempo de retención del aceite</i>
tr_w	<i>Tiempo de retención del agua</i>
$V_{inyección}$	<i>Volumen de inyección</i>
V_s	<i>Volumen del separador</i>
V_t	<i>Velocidad terminal</i>
v	<i>Velocidad</i>
X_{aceite}	<i>Porcentaje de aceite en el volumen de la mezcla</i>
X_{agua}	<i>Porcentaje de agua en el volumen de la mezcla</i>
Z	<i>Factor de compresibilidad del gas</i>
$\tilde{\eta}_L$	<i>Fracción de líquidos en el separador</i>
$\tilde{\eta}_g$	<i>Fracción de gas en el separador</i>
γ_o	<i>Densidad relativa del aceite</i>
μ_g	<i>Viscosidad del gas</i>
μ_o	<i>Viscosidad del aceite</i>
ρ_L	<i>Densidad del líquido</i>
ρ_g	<i>Densidad del gas</i>
ρ_o	<i>Densidad del aceite</i>
$^{\circ}API$	<i>Densidad API</i>
α	<i>Fracción del área ocupada por el líquido en el separador</i>
β	<i>Fracción de la altura del líquido en el separador</i>
θ	<i>Factor de dispersión</i>
φ	<i>Eficiencia de mezclado</i>

Introducción

La industria petrolera está orientada a la explotación, producción y comercialización de los hidrocarburos y sus derivados en el mercado nacional e internacional a satisfacción de sus clientes; en consecuencia, una industria tan compleja requiere de procesos que simplifiquen su acción en mantener su complicación dentro del mundo globalizado.

Uno de los procesos más importantes de la industria del petróleo corresponde al manejo de la producción de aceite, la cual consta de diferentes etapas como: separación, eliminación de agua, estabilización de crudo, deshidratación y desalado, almacenamiento y bombeo del crudo y medición asociada a esta.

Generalmente, el flujo proveniente de un yacimiento de hidrocarburos es de naturaleza multifásica, compuesto básicamente por aceite, gas, agua y sedimento que se encuentran sometidas a alta presión y temperatura; el aceite por si solo es una mezcla compleja de hidrocarburos e impurezas como: dióxido de carbono, nitrógeno, ácido sulfhídrico, entre otros; donde algunos compuestos se gasifican en las etapas de producción.

El presente trabajo tiene como objetivo describir las etapas del proceso en el manejo de la producción de aceite, desde la llegada de los pozos petroleros a la instalación hasta la entrega a los oleoductos cumpliendo con los parámetros de calidad.

Etapas en el manejo de los hidrocarburos

La composición de la mezcla y las condiciones de presión y temperatura a las que se encuentran los hidrocarburos en el yacimiento, son los elementos requeridos para clasificarlo al tipo de yacimiento (aceite negro, aceite volátil, gas y condensado, gas húmedo o gas seco). De acuerdo con el tipo de yacimiento es la configuración y las condiciones de operación del sistema para el manejo superficial de los hidrocarburos producidos.

En la figura 1.0 se muestra un diagrama de flujo del sistema de producción de hidrocarburos, donde la mezcla se recibe en un cabezal o múltiple de recolección, la cual se envía al sistema de separación gas-aceite. Posteriormente, la corriente de aceite se pasa a estabilización, deshidratación y desalado para ser almacenada y en caso de ser requerida bombearse a una refinería o a un Centro Comercializador de Crudo para su exportación. Por otro lado, la corriente de gas que se obtiene es enviada a rectificación, recuperación de condensado, deshidratación y endulzamiento, quedando listo para su compresión y envío a Complejos Procesadores de Gas o a exportación. Mientras que el agua presente en el crudo, es un elemento no deseado, este se envía a la planta de tratamiento de agua, para restablecer sus parámetros de calidad a través de métodos químicos y mecánicos para una parte ser reinyectada al manto acuífero y otra utilizada como agua de proceso en la desalación.

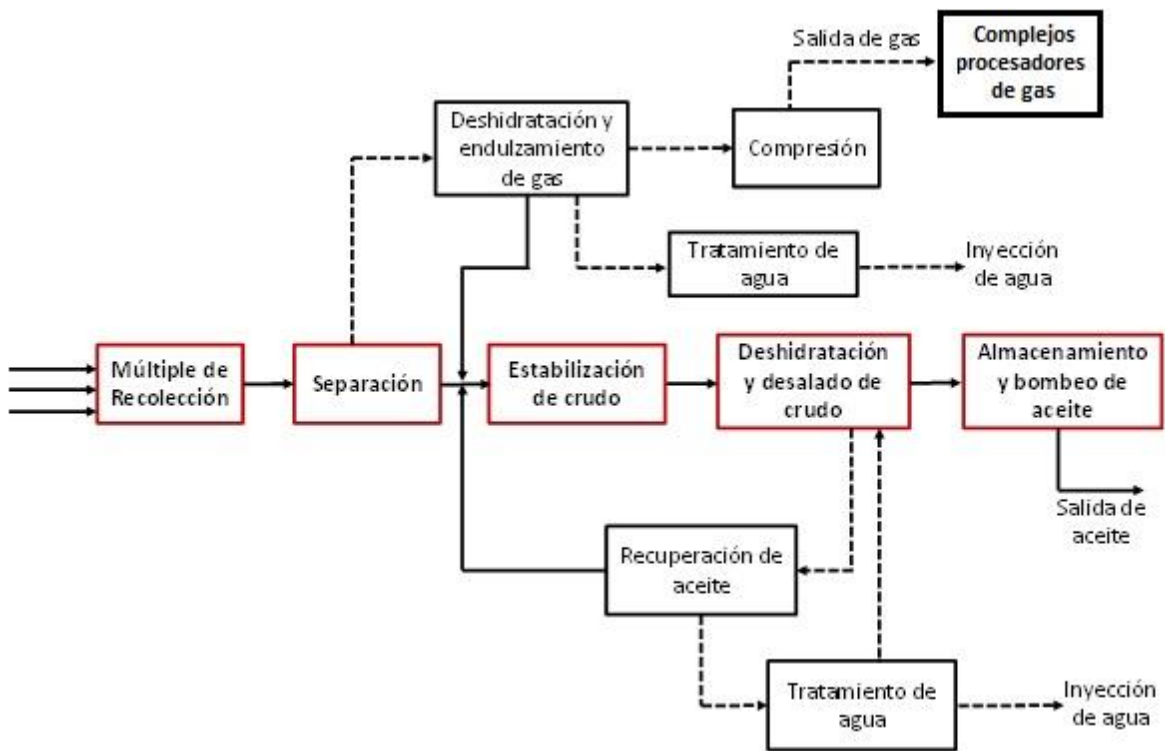


Figura 0.1 Diagrama de flujo del sistema de producción de hidrocarburos

En la figura 1.2 se muestran los diagramas de flujo de proceso de una instalación terrestre y marina, respectivamente que integran de forma general las etapas en el manejo de hidrocarburos para la obtención del aceite bajo las especificaciones requeridas para su importación o exportación.

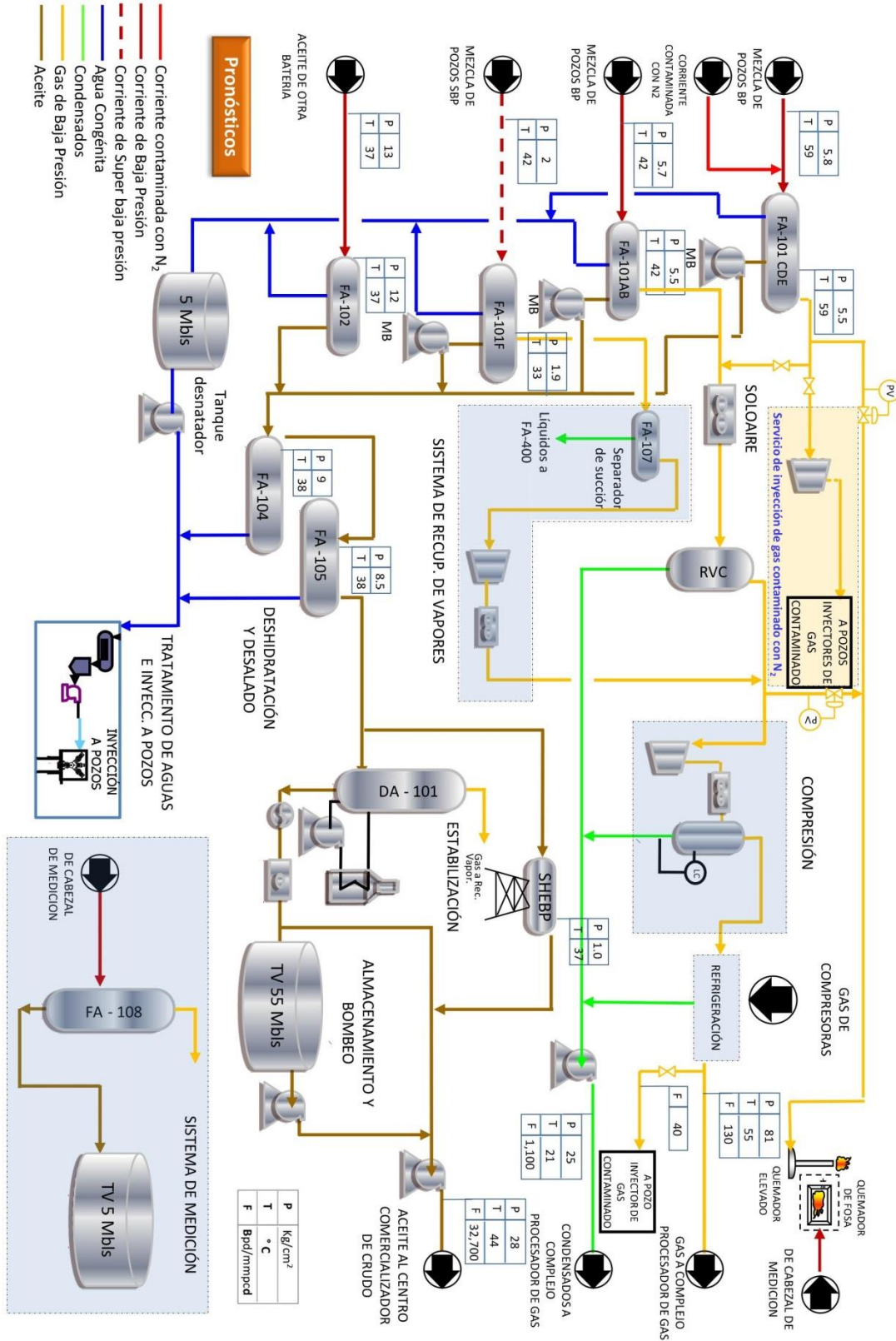


Figura 0.2 Diagrama de flujo de proceso de una instalación terrestre



Capítulo I

Múltiple de recolección

El sistema de tuberías, bombas, tanques, válvulas y otro equipo adicional por medio del cual se transporta el aceite y se controla el flujo desde los pozos hasta un punto principal de almacenamiento o distribución, se llama “sistema de recolección”.

El múltiple de recolección o cabezal de recolección es un sistema de recibo donde llega la producción de hidrocarburos proveniente de cada uno de los pozos productores, la cual es transportada a través de un oleogasoducto, conocido como “grupo”. El múltiple o cabezal se puede localizar en una macropera de pozos o en el interior de la instalación de una batería de separación.

El múltiple o cabezal de recolección está integrado por colectores de grupo y un colector de medición, lo que permite que a través del colector de medición se lleve a cabo la cuantificación de los fluidos (aceite-agua-gas) que produce un pozo. Esta medición de los fluidos se puede realizar a boca de pozo con un separador portátil; en el cabezal foráneo de recolección alineado al colector de medición; direccionando el flujo al separador de medición de la batería de separación.

Los múltiples de recolección, están diseñados para manejar la producción proveniente de los pozos que fluyen hacia ella a través de líneas de escurrimiento, las



cuales se incorporan a un cabezal foráneo de recolección (Figura I.1) o al cabezal general de llegada de pozos (Figura I.2), directamente. Los cabezales generales de llegada, también conocidos como colectores de grupo, están clasificados de acuerdo al rango de operación de los pozos, los cuales son: alta presión (80 - 60 Kg/cm²), intermedia presión (60 – 40 Kg/cm²), baja presión (40 – 20 Kg/cm²) y superbaja presión (1 – 0.2 Kg/cm²). Cabe mencionar que en los cabezales se contempla el colector de medición, el cual se utiliza para medir la producción de un solo pozo.



Figura I.1 Cabezal foráneo de recolección



Figura I.2 Cabezal general de llegada de pozos

En la optimización de las estaciones recolectoras existen nuevas tecnologías que son perfectamente variables, como: válvulas multipuertos, medidores de flujo multifásico y bombas bifásicas.

I.1 Compuesto de líneas

Línea general: es la tubería de mayor diámetro, en el cual se recolecta la producción de los pozos. Cuando existen dos etapas de separación se consideran las presiones de trabajo alta (100-200 [psia]) y baja (0-110 [psia]).

Línea de prueba: es la tubería de menor diámetro y se utiliza para aislar la producción de un pozo y medir su producción individual.

En la Figura I.3 se esquematizan la línea general y la línea de prueba asociadas a un múltiple de recolección.

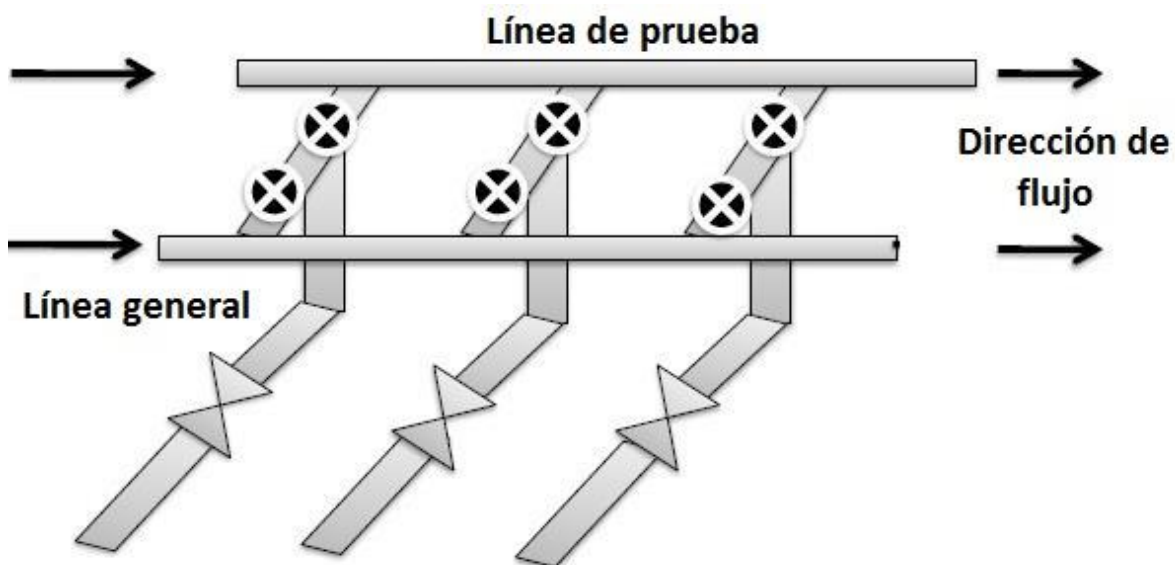


Figura I.3 Líneas en un múltiple de recolección

I.2 Factores a consideración

Una de las consideraciones en el diseño del sistema de recolección es contar con disponibilidad de bayonetas para la incorporación de pozos productores e incluso de flexibilidad operativa que permita ampliar el sistema de recolección de acuerdo a la demanda de producción de los campos productores.

Otro factor son las líneas colectoras que deben enterrarse o aislarse adecuadamente para evitar variaciones de temperatura, cambios diarios de temperatura hasta de más de 27.5 [°C], los cuales pueden ocurrir en líneas superficiales no protegidas, mientras que en las líneas enterradas 1.20 [m] debajo de la superficie de la tierra, la variación de temperatura puede reducirse a sólo 0.55 [°C].

Es importante mencionar que las tuberías de recolección deben tenderse con un gradiente tan uniforme como sea posible, evitando irregularidades de declive que pueden producir caídas de presión y dejar aceite atrapado en los puntos bajos y gas en los puntos altos.

Un parámetro a considerar es cuando las tuberías cruzan por carreteras o cuerpos de agua, en los cuales se debe diseñar y construir bajo lineamientos y normatividades vigentes de cruces direccionales.

En circunstancias en las que no se pueda aprovechar la fuerza de gravedad para transportar el aceite a través del sistema de recolección se deben utilizar bombas.

Finalmente es necesario o conveniente construir y operar dos o más sistemas de recolección cuando se tiene separación por etapas, debido a una marcada diferencia de presiones en el gas producido por los pozos.

Capítulo II

Proceso de Separación

La separación de hidrocarburos es la etapa que permite como su nombre lo indica “separar” las fases de los componentes deseados (aceite, gas, agua, contaminantes) lo más completamente posible del conjunto de componentes de la mezcla de hidrocarburos procedentes del yacimiento.

El separador, por lo general, representa la primera facilidad del procesamiento de los fluidos producidos. Por esta razón, un diseño no apropiado del separador puede crear una disminución en la capacidad de operación de la totalidad de las instalaciones asociadas con el mismo.

En la Figura II.1 se muestra un separador trifásico horizontal que permite obtener los flujos de gas, aceite y agua por independiente.

Los separadores manipulan el flujo del fluido producido para tomar ventaja de los mecanismos físicos que existen entre el gas, aceite y agua y que causa que estas fases sean separadas, es decir, se aprovechan las fuerzas que actúan sobre las partículas de los fluidos como: la fuerza de gravedad, la inercia, carga eléctrica, impacto, difusión browniana, entre otros.



Figura II.1 Separador trifásico horizontal

El propósito esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la(s) otra(s), como sea posible y por ello hay que seleccionar el proceso físico adecuado y así optimizar los procesos de estabilización, deshidratación, desalación, almacenamiento, bombeo y comercialización.

II.1 Clasificación de los Separadores

Estas instalaciones tienen diferentes clasificaciones de acuerdo a su forma, tipo de fases a separar, procesos a separar y número de fases a separar; cada uno de estos puntos tiene sus subclasificaciones, las cuales son mostradas en la Figura II.2.

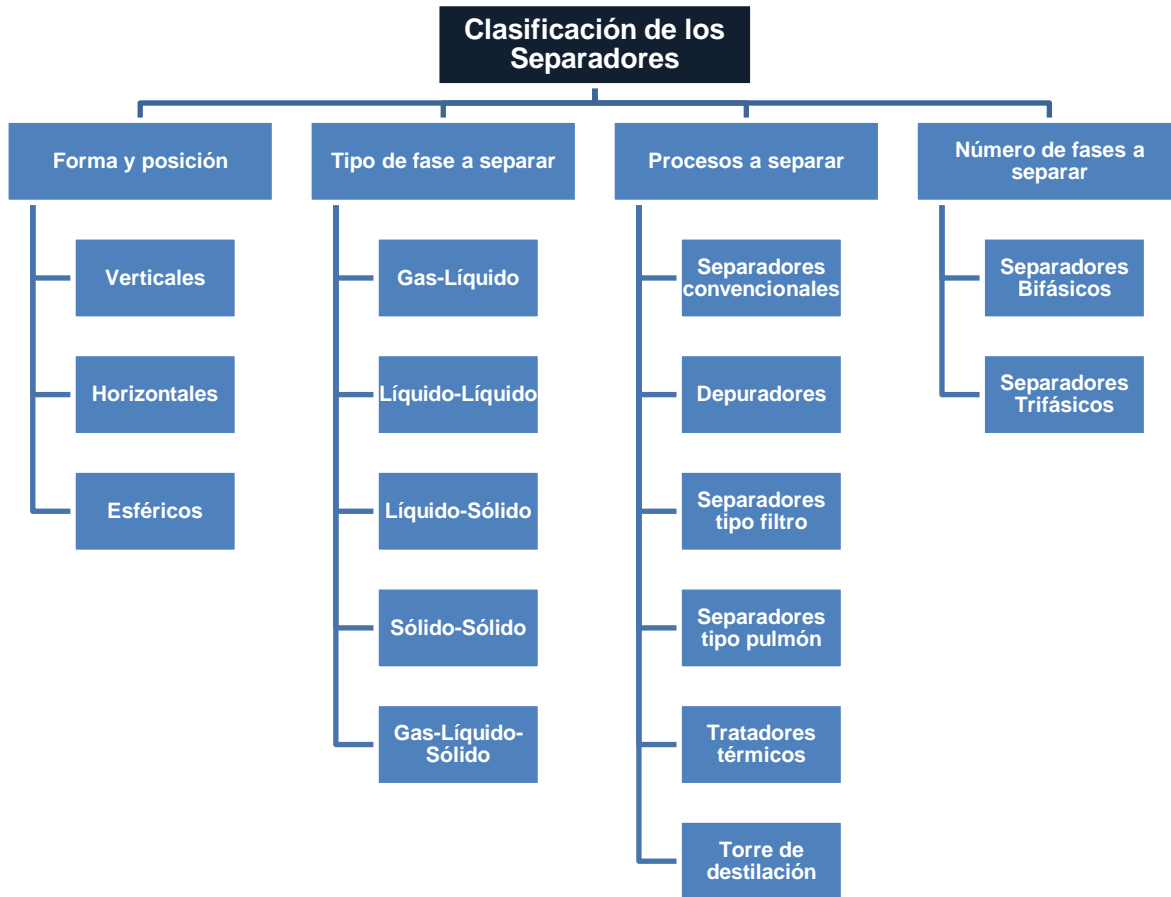


Figura II.2 Clasificación de los separadores

Una forma de uso común de referirse a un separador utilizando la clasificación de la Figura II.2 es mencionar su forma y el número de fases a separar, por ejemplo: separador trifásico horizontal (Figura II.1), separador bifásico vertical, separador bifásico horizontal, separador esférico trifásico, entre otros.



II.2 Separación mecánica de fases

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos, por ejemplo cuando se tienen dos o más fases que coexisten en determinadas condiciones de presión y temperatura, se necesita tener información de los mismos y así diseñar un sistema óptimo de separación para un caso específico donde ocurra una separación de forma mecánica.

La separación mecánica de fases se basa en los siguientes aspectos:

- Asentamiento por efecto de la fuerza de gravedad
- Cantidad de movimiento o Inercia
- Coalescencia
- Impacto

II.2.1 Asentamiento por la fuerza de gravedad

El asentamiento por la fuerza de gravedad es el mecanismo de separación más utilizado, debido a la simplicidad del equipo requerido. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas.

El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo, en los separadores el asentamiento por la fuerza de gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad. Si el flujo es vertical hacia arriba como en los separadores verticales, las partículas de líquido

que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como *velocidad de asentamiento* o *velocidad final*.

La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro indica la velocidad máxima que debe tener el gas para permitir que gotas de este diámetro o mayor se separen.

II.2.1.1 Principio físico del asentamiento por fuerza de gravedad

Considerando una partícula esférica suspendida en un fluido, se tienen presentes las interacciones indicadas en la siguiente figura:

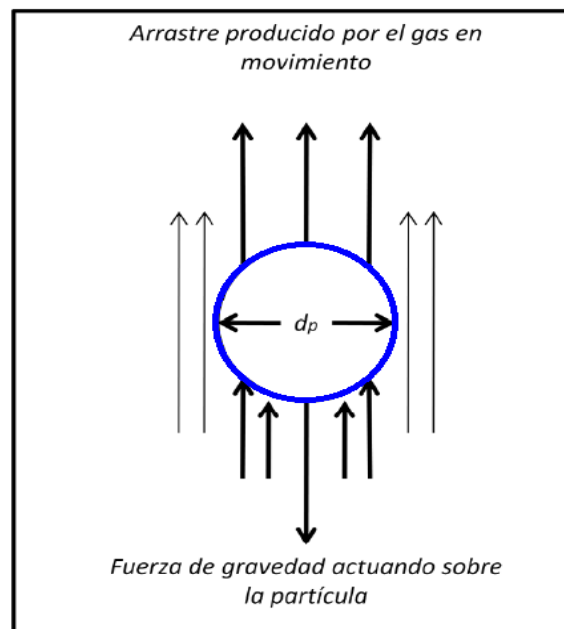


Figura II.3 Fuerza de gravedad actuando sobre una partícula

El balance de fuerzas para la partícula, tomando como referencia el eje vertical, es entonces:

$$\{Fuerza\}_{total} = \{Fuerza\}_{de\ gravedad} - \{Fuerza\}_{de\ arrastre} \quad (II.1)$$

$$\{Fuerza\}_{total} = \sum_{i=1}^j F_i = ma = m \frac{dv}{dt} \quad (II.2)$$

De acuerdo al principio de Arquímedes, se puede expresar el peso de la partícula suspendida en un medio con densidad “ ρ ” como:

$$\{Fuerza\}_{de\ gravedad} = g(\rho_v - \rho) \left(\frac{4\pi D_p^3}{3} \right) \quad (II.3)$$

La fuerza ejercida por el gas sobre la partícula es directamente proporcional a la cantidad de movimiento del fluido en el que está inmerso es multiplicada por un coeficiente de arrastre, el cual depende de la turbulencia del medio expresada por el número de Reynolds de la fase continua:

$$\{Fuerza\}_{de\ arrastre} = C_D A \left(\frac{1}{2} \rho v^2 \right) \quad (II.4)$$

Una partícula de líquido suspendida sobre una fase fluida, asentará solo si la fuerza de gravedad que actúa sobre esta es mayor que el arrastre ejercido por la fase fluida.

II.2.2 Cantidad de movimiento o inercia

Dos fases con diferente densidad tienen diferente cantidad de movimiento o inercia. Si una corriente a dos fases cambia de dirección con rapidez, la fase de menor densidad cambiará sus dirección sin problema, no obstante, la fase de mayor densidad mantendrá constante su dirección, esto es debido a diferencia de densidad.

Como se muestra en la Figura II.4 y Figura II.5, las aletas desvían la trayectoria del gas en curvas relativamente estrechas y a medida que el gas cambia de dirección, la inercia o impulso mantiene gotas de niebla moviéndose en trayectorias rectas. Allí, ellos están en manos de las fuerzas de superficie y se fusionan con otras gotas, con el tiempo de goteo hacia abajo. Si el material de la aleta es mojable, entonces, una película superficial promueve la coalescencia y el drenaje. En el caso de flujo vertical (Figura II.5), fusionado se desacopla de líquido de la parte inferior de las aletas en forma de gotas suficientemente grandes para caer a través del gas ascendente. En el caso de flujo horizontal (Figura II.4), el líquido se escurre hacia un desagüe.

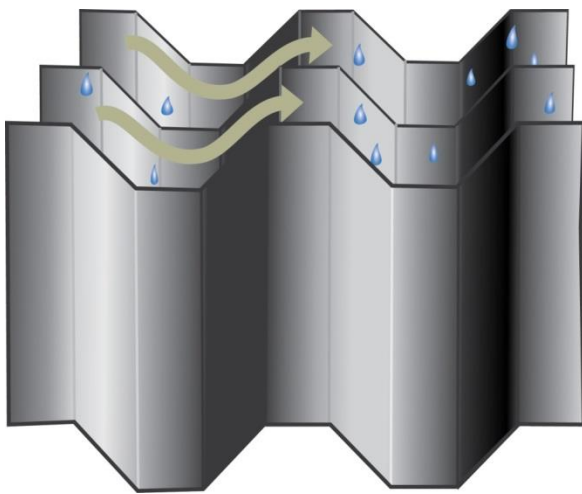


Figura II.4 Efecto del cambio de dirección del gas con flujo de gas horizontal

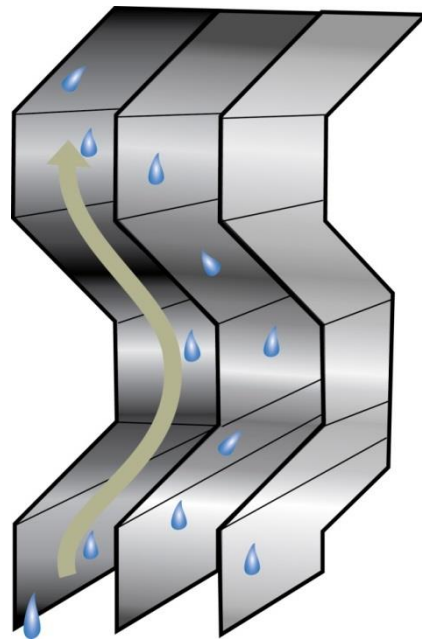


Figura II.5 Efecto del cambio de dirección del gas con flujo de gas vertical

II.2.3 Coalescencia

La coalescencia se refiere al proceso en el cual las gotas al ponerse en contacto se fusionan para formar gotas de tamaño mayor.

Para la química, la coalescencia implica un proceso a través del cual dos dominios de fase de composición esencialmente idéntica entablan un contacto y forman un dominio de fase mayor. Los materiales, de esta manera, establecen una optimización de su superficie para minimizar el gasto de energía.

Las partículas más pequeñas, como las que forman neblinas, son difíciles de separar únicamente por efecto de la aceleración de la gravedad, esto debido a que el arrastre del gas es mayor que el peso de la partícula. Estas partículas pueden coalescer o unirse formando partículas de mayor tamaño y masa, en cuanto el peso de estas es mayor al arrastre del gas, es posible llevar a cabo la separación.

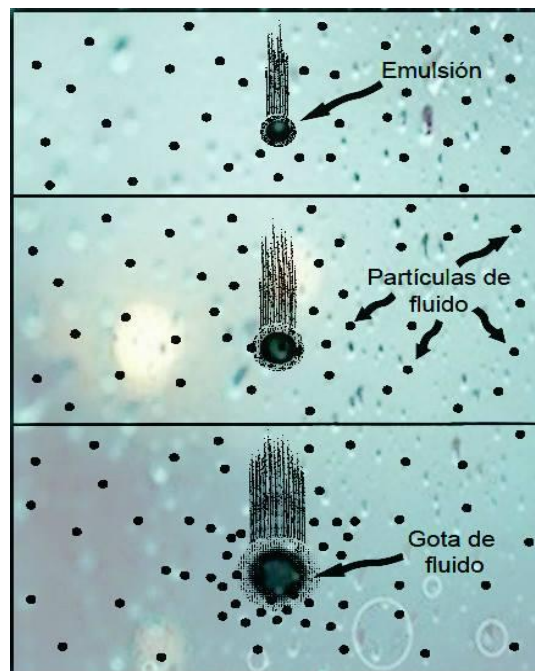


Figura II.6 Coalescencia de partículas de aceite en agua

II.2.4 Impacto

Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido suspendidas en una corriente.

El choque de partículas en un proceso de separación de mezcla depende del tiempo de separación de dos fluidos inmiscibles, el proceso ocurre cuando dos gotas de fluidos diferentes chocan entre sí. Si el par de gotas está expuesto a un ambiente de presión y turbulencia determinada la energía cinética de este par de gotas induce a que las mismas se agrupen de tal manera que se convierta en una sola, es decir, existe una energía de adhesión. Por lo tanto, cuando este contacto se rompe el proceso es finalizado.

Los dispositivos conocidos como eliminadores de nieblas aprovechan fuerzas adicionales al balance de fuerzas o proporcionan superficies sobre las cuales se lleva la separación mediante alguno de los siguientes mecanismos:

- a) Intercepción directa
- b) Difusión browniana

II.2.4.1 Intercepción directa

En el caso de partículas de diámetros aproximados de 0.3 a 1 micra, estas no contienen la suficiente inercia para que ante un cambio en la dirección del flujo se dé la separación, no obstante aunque se tenga arrastre de la partícula por el gas, algunas de las líneas de flujo están lo suficientemente cerca de la superficie del interno eliminador de niebla para que la partícula se adhiera a esta y sea capturada, como se muestra en la Figura II.7.

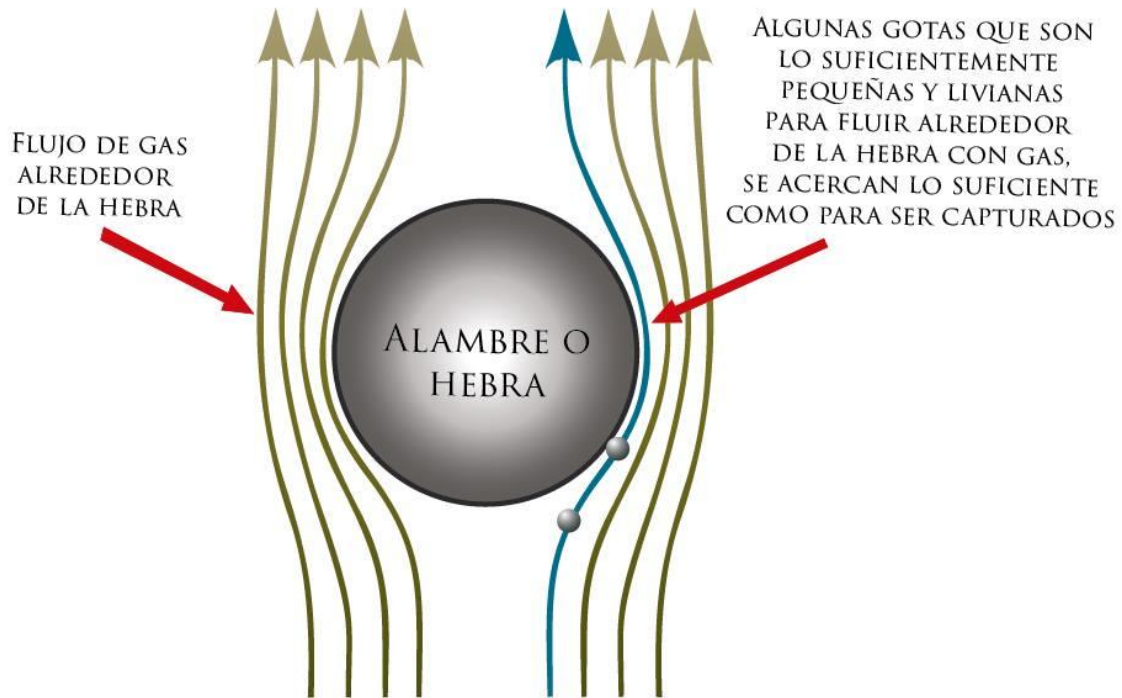


Figura II.7 Captura de gotas por interceptación directa

II.2.4.2 Difusión browniana

El principal mecanismo de la difusión browniana es la captura de gotitas de longitud micro en eliminadores de niebla, esto es, el empuje agresivo al azar frecuente experimentado por partículas microscópicas en suspensión en un gas o líquido. La causa es la desigualdad momentánea en el número y la velocidad de las moléculas que golpean la partícula desde varias direcciones. Este pequeño movimiento es suficiente para generar pequeñas gotas de las líneas de corriente de gas y del choque de partículas con hebras.

La difusión browniana se ve favorecida por gradientes de concentración y bajas velocidades de flujo de gas, mostrado en la Figura II.8.

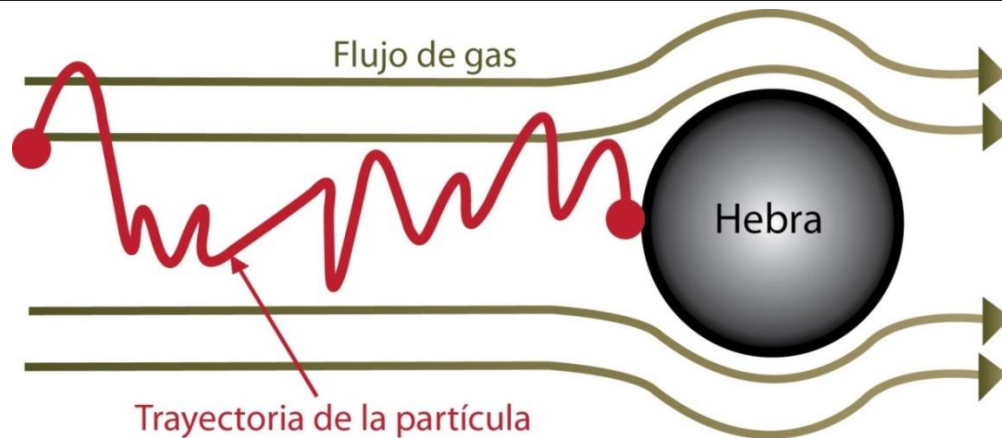


Figura II.8 *Movimiento browniano de una partícula en una corriente de gas*

Las partículas se trasladan desde las líneas de flujo hacia la superficie del eliminador de niebla donde la concentración de partículas de líquido es prácticamente nula.

II.3 Secciones funcionales del equipo de separación convencional

Las secciones funcionales del equipo de separación convencional se mantienen constantes debido a que son de diferente forma o tamaño, las cuales son:

- Sección de separación primaria (deflector de entrada o placa de choque)
- Sección de separación secundaria o asentamiento por gravedad
- Sección de recolección de líquidos
- Sección de extracción de niebla

En las Figuras II.9 y II.10 se muestran las cuatro secciones de acuerdo a la forma del separador.

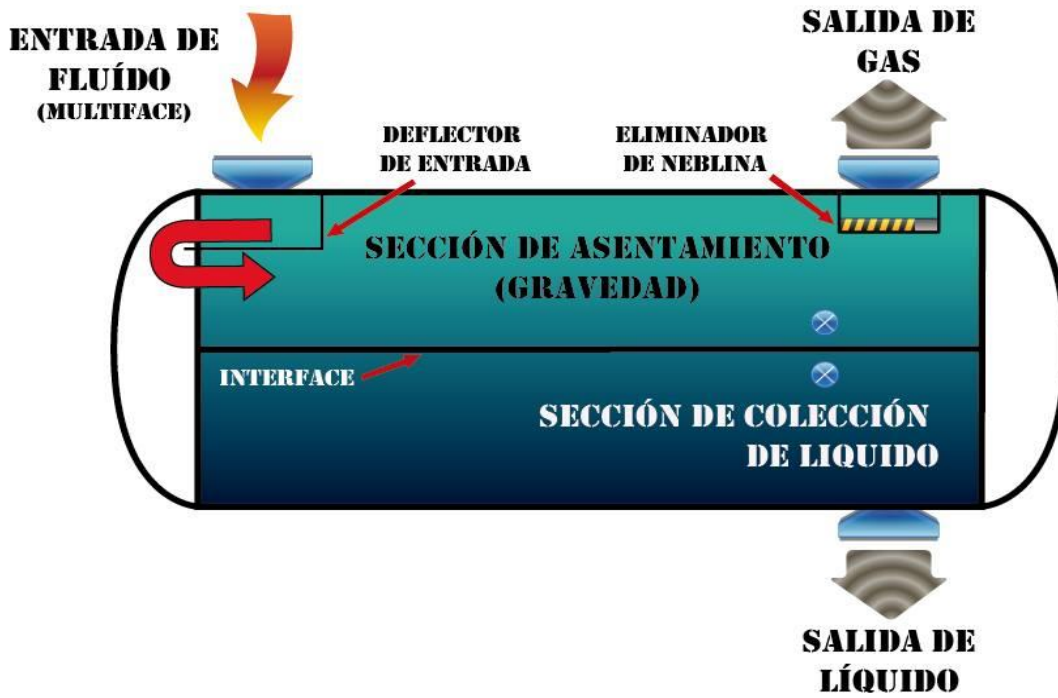


Figura II.9 Secciones funcionales de un equipo de separación horizontal

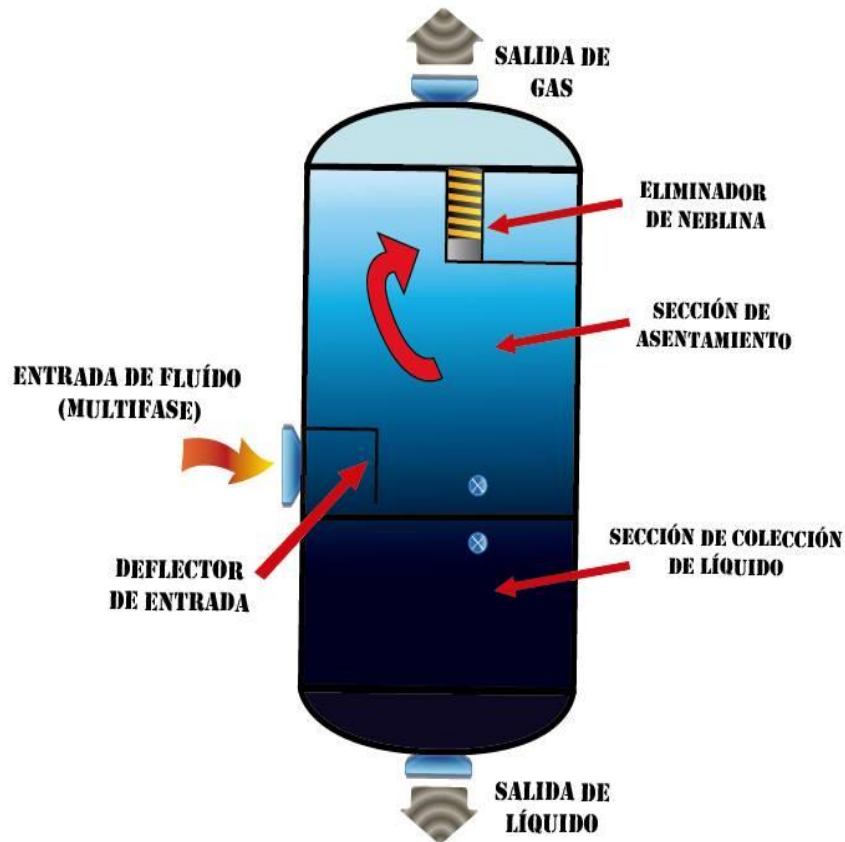


Figura II.10 Secciones funcionales de equipo de separación vertical

Cabe mencionar que estas secciones son tipo convencional debido a que en la actualidad existen separadores de alta eficiencia que contienen otros internos adicionales, como lo son los separadores ciclónicos.

II.3.1 Sección de separación primaria

Comprende la entrada de la mezcla crudo-agua-gas, la cual proviene a alta velocidad, lo que ocasiona una turbulencia entre la fase gaseosa y la fase líquida. Debido a esto, se debe disipar el gran impulso que posee la corriente de fluidos a la entrada del separador. Para reducir el impulso y disminuir la turbulencia se puede utilizar una placa desviadora o cualquier otra técnica la cual induzca una fuerza centrífuga al flujo con la cual se separen volúmenes de líquido gas.

II.3.2 Sección de separación secundaria o asentamiento por gravedad

El principio más importante de la separación en esta sección es la decantación del líquido por gravedad desde la corriente de gas, una vez reducida su velocidad, donde las partículas más pequeñas de líquido que se encuentran dispersas en la corriente gaseosa y que no se pudieron eliminar en la sección de separación primaria, caen por efecto de la gravedad hacia la sección de separación primaria.

La eficiencia de esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, del tamaño de las partículas y del grado de turbulencia del gas. El grado de turbulencia debe

ser reducido al mínimo, éste se mide por medio del número del Reynolds, algunos diseños incluyen desviadores internos para reducir la turbulencia y disipar la espuma.

II.3.3 Sección de recolección de líquidos

Esta sección alberga los líquidos recolectados provenientes de las sección de separación primaria, así mismo, provee del tiempo de residencia necesario para que el gas que se pudiera encontrar inmerso en el líquido pueda desprenderse de esta fase y salir hacia la sección de asentamiento por gravedad, en el caso de separadores trifásicos, es en esta sección donde se lleva a cabo la separación de dos fases líquidas.

Esta sección se debe dimensionar para remover partículas desde 100 hasta 140 micras, estas partículas son indeseables ya que podrían sobrecargar el eliminador de niebla a la salida del separador.

II.3.4 Sección de extracción de niebla

Antes de abandonar el separador, la corriente de gas atraviesa una sección de coalescencia o de eliminación de niebla, en esta sección se utilizan comúnmente elementos coalescedores, los cuales proveen de un área amplia para promover la coalescencia de las partículas más pequeñas de líquido, por lo general menores de 100 micras, las partículas de líquido al entrar en contacto con la superficie del elemento coalescedor y formar partículas de mayor masa, caen por efecto de la aceleración de la fuerza de gravedad hacia la sección de recolección de líquidos.

II.4 Aplicación, ventajas y desventajas de los separadores vertical y horizontal

Tabla II.1 *Aplicación, ventajas y desventajas de los separadores convencionales*

Forma	Horizontal	Vertical
Aplicación	<p>Procesa mezclas con una relación gas-líquido baja a moderada.</p> <p>Para crudos que pueden formar espumas.</p> <p>Para altos volúmenes de gas o de líquidos.</p>	<p>Se requiere un control de nivel más sencillo.</p> <p>Para hidrocarburos con presencia de sólidos como lodos, arenas, grasas o parafinas.</p> <p>Para espacios reducidos donde se tenga planeado colocar el separador.</p>
Ventajas	<p>Su instalación es de gran sencillez, al igual que sus internos.</p> <p>Su volumen tiende a reducir la turbulencia de los líquidos y en consecuencia reduce la formación de espumas.</p>	<p>El control de nivel es simple.</p> <p>Requiere una menor superficie física para su instalación.</p> <p>Tiene una mayor capacidad para el manejo de sólidos.</p>
Desventajas	<p>Su limpieza tiene complicaciones variadas.</p> <p>El control de nivel es más crítico.</p> <p>La sección transversal disponible en la sección de asentamiento por gravedad es menor, por lo que es necesario un diámetro mayor para que el gas se desplace a una velocidad menor a la velocidad terminal de las partículas de líquido que se desean separar.</p> <p>La acumulación de parafinas y arenas muy frecuente.</p>	<p>Su costo es mayor a comparación de un separador horizontal.</p> <p>Su instalación es de mayor dificultad.</p>



II.5 Internos del equipo de separación

Los internos de un equipo de separación prestan una gran variedad de funciones, todas con el objetivo de mejorar la separación de las fases y/o garantizar una operación confiable y segura de los equipos corriente abajo.

Las funciones de los internos son:

- a) **Separación primaria de las fases** – Reducción del momentum de las fases o cambio en la dirección del flujo de las mismas (deflectores, distribuidores de entrada, etc.)
- b) **Reducción en oleaje o salpicaduras** – Evita o reduce el “re–arrastre” de gotas de líquido por la corriente de vapor o reduce la turbulencia en separaciones líquido–líquido (planchas rompe olas).
- c) **Reducción del arrastre de burbujas de vapor/gas en la salida de líquido** – Rompe vórtices.
- d) **Limpieza interna de recipientes** – Cuando se manejan crudos y productos sucios, es recomendable adecuar tanto el separador horizontal como el vertical, con un sistema interno de tuberías que *permitan* la inyección de agua, vapor o solventes para eliminar las impurezas que se depositan en el equipo durante su operación o para desplazar a los hidrocarburos antes de proceder a la apertura del recipiente, por lo cual estos equipos son muy útiles cuando se efectúan paradas por mantenimiento.

- e) **Coalescencia de gotas muy pequeñas** – Para separaciones vapor-líquido, los eliminadores de niebla (mallas de alambre, laberinto de aletas, etc.) Para separación líquido-líquido, los platos o esponjas coalescedoras.
- f) **Reducción mecánica de formación de espuma** – Placas rompe espuma.

Partes internas de un equipo de separación bifásico horizontal:

- a) **Entrada de fluidos** – Lugar donde llega la mezcla multifásica gas-líquido.
- b) **Angulo de impacto o desviadores de entrada** – Existen varios tipo de desviadores pero los más utilizados son dos tipos. El primero es el deflector de regulación (Figura II.11); éste puede ser un plato esférico, placa plana, plancha de ángulo o algún otro dispositivo que genere un cambio rápido en la dirección y velocidad de los fluidos. El diseño de este regulador se basa principalmente en la capacidad que tengan de disminuir el impulso (momentum) de impacto.

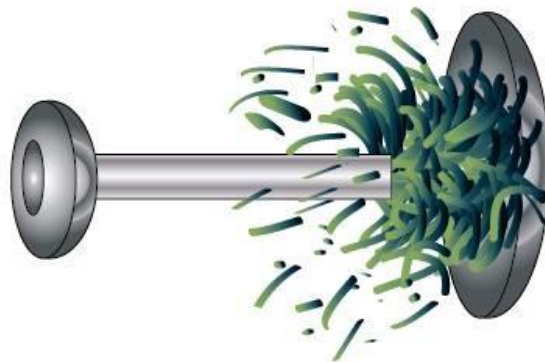


Figura II.11 Desviador de entrada

El segundo dispositivo se conoce como ciclón de entrada el cual usa la fuerza centrífuga en lugar de la agitación mecánica para separar los hidrocarburos en

sus diferentes fases (Figura II.12). Esta entrada puede tener una “chimenea” ciclónica o usar una carrera de fluido tangencial a través de las paredes.

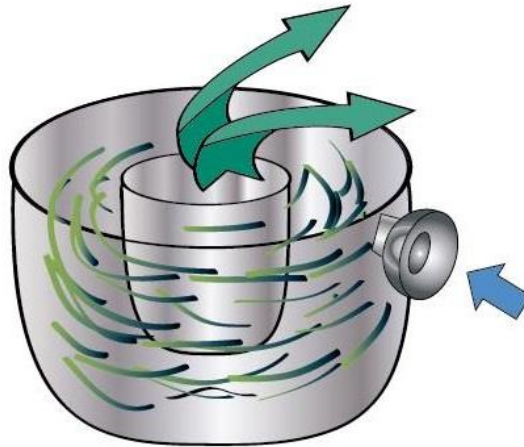


Figura II.12 Entrada ciclónica

- c) **Placas antiespuma** – Cámara formada por las placas paralelas por donde el gas húmedo pasa y donde las gotas pequeñas son recolectadas en gotas más grandes y caen al fondo del separador.
- d) **Rompe olas** – Para impedir que por efectos de la velocidad, el crudo ya separado forme olas dentro del equipo y pueda causar arrastre hacia la parte superior donde está la salida de gas.
- e) **Extractor de Niebla** – Donde las partículas líquidas más pequeñas presentes en el gas húmedo son removidas. Hay dos dispositivos que son los más utilizados: cojines de mallas de alambres y extractores de veleta.

Cojines de mallas de alambres: las gotas de líquido pasan a través de la malla de alambre produciendo un choque entre ellas y generando la coalescencia, lo que permite que éstas cambien de dirección y regresen a la fase líquida. Estos

cojines con el tamaño apropiado pueden llegar a remover el 99% de las gotas de 10 micrones.



Figura II.13 Cojín de mallas de alambre

Extractor tipo Veleta: éste obliga al flujo de gas a ser laminar entre las placas paralelas que contienen el cambio direccional. Las gotas chocan con la placa de superficie donde la coalescencia hace que las gotas caigan a la parte líquida.



Figura II.14 Extractores de veleta

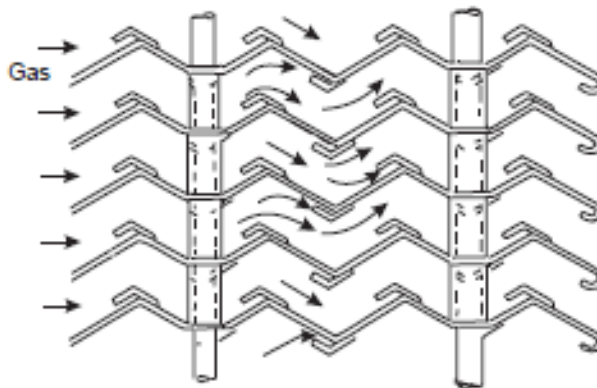


Figura II.15 Comportamiento de un gas húmedo en un extractor tipo veleta

- f) **Salida de gas** – Parte superior del equipo de separación por donde el gas seco sale.

La Figura II.16 muestra un separador bifásico horizontal con varios internos de los cuales se pueden apreciar: placas antiespuma, extractores de niebla, rompeolas, válvulas de entrada y de salida, y otros dispositivos como manómetros y dispositivos de control.

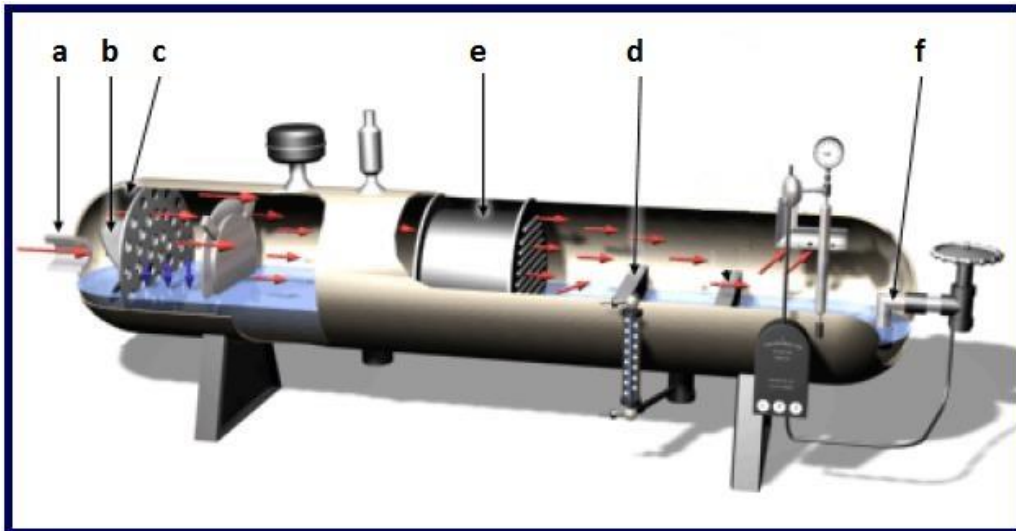


Figura II.16 Partes internas de un equipo de separación bifásica horizontal

II.6 Adversidades en el proceso de separación

Durante el proceso de separación se manifiestan varias adversidades, las cuales han tenido un impacto tal que durante el diseño de un separador son consideradas como factores de importancia. Las adversidades de mayor importancia son mostradas a continuación.

II.6.1 Formación de burbujas en la salida de la fase líquida

La formación de burbujas en la salida de la fase líquida puede ser originada debido a un bajo nivel del líquido, vórtices o una falla en el control de nivel de la fase líquida. En cualquiera de estas situaciones, el equipo en secuencia al separador se encontraría en una situación de riesgo al tratar con una fase gaseosa y como consecuencia podría tener una sobrepresión en el mismo.

II.6.2 Arrastre de líquidos por la fase gaseosa

El arrastre de líquidos en forma de niebla que sale del equipo de separación puede indicar: un nivel alto de la fase líquida, presencia de espuma, obstrucción de la función de los internos, bloqueo parcial de la boquilla de salida, un flujo que excede la capacidad del equipo, etc.

II.6.3 Formación de espumas

La formación de espumas es originada cuando el crudo tiene un cierto contenido de impurezas (además del agua congénita); el dióxido de carbono (CO_2) es una de las impurezas con mayor frecuencia y es gran participante en la formación de espuma.

Siempre habrá presencia de espuma en los equipos de separación por lo que el diseño del separador debe garantizar que el “*tiempo de residencia*” es el suficiente para evitar un excedente y evitar los siguientes riesgos:

- El control de nivel, pueda proporcionar lecturas con un índice de error mayor.

- El espacio ocupado por la espuma pueda ocupar una gran proporción de la sección de recolección de líquidos y la sección de asentamiento por gravedad.

II.6.4 Emulsiones en separadores

En los separadores trifásicos, es común que la separación de dos fases líquidas se vea limitada debido a la formación de emulsiones.

Una emulsión es una mezcla de dos líquidos inmiscibles que no es posible separar por gravedad únicamente, cuando el crudo es una fase continúa, se tienen partículas de agua dispersas en el crudo.

Aunque ambas fases sean inmiscibles, la agitación y la presencia de materiales orgánicos e inorgánicos, hacen que se forme una película entre las dos fases que impide la coalescencia de las partículas de la fase dispersa.

Una emulsión puede romperse en cuestión de minutos si se le da el tratamiento adecuado, sin embargo, hay emulsiones que sin tratamiento pueden tardar desde semanas hasta meses en romperse. La estabilidad de una emulsión depende de diversos factores:

- El tamaño de las partículas de la fase dispersa
- Presencia de agentes emulsificantes.
- La diferencia de densidades de ambas fases que componen la emulsión.
- La salinidad de la mezcla
- Viscosidad de ambas fases
- Tensión superficial

- Tiempo que tiene la emulsión de haberse formado

Con el paso del tiempo la acumulación de materiales emulsificados en la interface aceite-agua es generada, lo cual puede afectar las lecturas del control de nivel, reduce el tiempo de residencia de las fases líquidas y en consecuencia reduce la eficiencia de separación de estas. La forma más común de atacar este problema de operación es mediante la adición de químicos desmulsificantes o calor.

II.6.5 Acumulación de sedimentos

Los principales sedimentos que se depositan en los equipos de separación son las parafinas y las arenas.

Los extractores de nieblas conformados por redes o mallas suelen taparse debido a la acumulación de parafina (ceras). Cuando se tiene la posibilidad de que se dé este problema, conviene pensar en manejar internos de tipo centrífugo o vane para la sección de extracción de niebla así como mantener los líquidos que se acumulen por arriba de la temperatura de precipitación de parafinas.

En el caso de las arenas, estas pueden acumularse en el fondo de los recipientes, tapar los internos del separador y las válvulas, lo que además de imponer una situación riesgosa, hace necesario que se tengan que utilizar válvulas con internos especiales.

Este tipo de acumulaciones se pueden eliminar inyectando vapor o agua de tal manera de suspender los sedimentos cuando se realiza el drenado del equipo de separación. En el caso de separadores verticales, cuando se sabe que la presencia de arena es inevitable, se puede manejar un fondo en forma de cono a manera de evitar la

acumulación de arenas. El cono generalmente se maneja en ángulos de 45° a 60° , ya sea como placas dentro del recipiente o como parte de la misma estructura del separador, de ser en interior del equipo, debe colocarse una columna igualadora de presión para evitar problemas por diferencias de presión en el recipiente.

El bloqueo de los internos de equipos de separación es un problema que se debe considerar en el diseño, aunque se debe hacer lo posible por evitar la acumulación de sedimentos, se deberá procurar manejar el mínimo de trampas para sólidos.

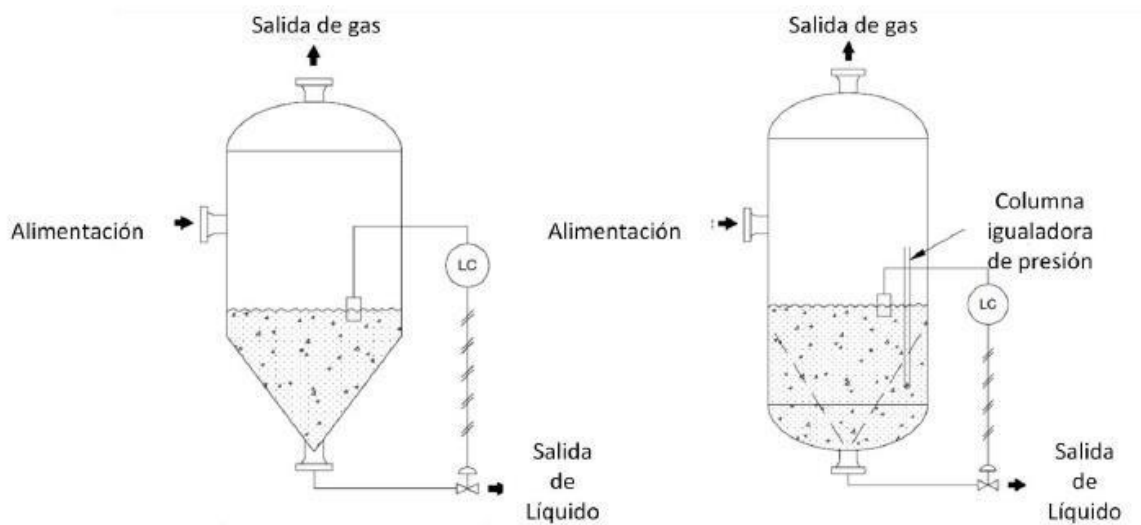


Figura II.17 Esquema de la deposición de arenas en un separador vertical

II.7 Factores para el diseño y selección del equipo de separación

El diseño de un equipo de separación no es de carácter sencillo, este debe considerar diversos factores y riesgos de operación. Las consideraciones para el diseño y operación son:

- El flujo de gas y líquido.
- Las fases líquidas y vapor, las cuales no deben ponerse en contacto una vez separadas.
- Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.
- Proveer el equipo de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.
- Velocidades de flujo de gas y líquido (es decir mínimo, máximo y promedio), tanto a niveles puntuales como durante el ciclo de vida de los yacimientos.
- Considerar las condiciones de operación, especialmente la presión y temperatura. Estos dos parámetros tienen una gran influencia en las propiedades físico-químicas de los fluidos (densidad, viscosidad y factor de compresibilidad) que definen las condiciones termodinámicas y de equilibrio.
- El grado de separación, o eficiencia de los separadores.
- Presencia de sólidos o impurezas, juegan un papel importante en la selección de los separadores horizontales o verticales.
- Las tendencias a cambios bruscos y fuertes de flujo.
- Las tendencias a formar espuma y corrosividad. En algunos casos se hace necesario utilizar compuestos químicos para evitar la formación de espumas y

proteger el equipo contra la corrosión, especialmente cuando se tiene elementos como CO_2 y H_2S , y por el mismo contenido de agua.

- Control de la acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- Minimizar la turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor.

II.8 Parámetros en el diseño de separadores convencionales

Al iniciar el diseño de un separador, sólo la experiencia adquirida anuncia la posibilidad de que se trate de uno horizontal o vertical. La secuencia del cálculo y el costo comparativo de los recipientes son los que van a señalar la factibilidad de usar un determinado recipiente.

Los principales parámetros que entran en juego para la decisión son los siguientes:

- Flujo normal de vapor.
- Presión y temperatura de operación.
- Factor de compresibilidad de gas (Z) en condiciones de trabajo.
- Densidad de los fluidos en las condiciones de operación.
- Velocidad Crítica.
- Constante K (Souders & Brown).
- Tiempo de residencia.
- Relación longitud/diámetro.
- Eficiencia requerida de separación.
- Factor de dispersión
- Coeficiente de arrastre

II.8.1 Flujo normal de vapor

El flujo normal de gas (vapor) es la cantidad máxima de vapor alimentada a un separador a condiciones típicas de operación (es decir, en ausencia de perturbaciones tales como las que aparecen a consecuencia de inestabilidades del proceso o a pérdidas de la capacidad de condensación aguas arriba del mismo). Los separadores son altamente efectivos para flujos de vapor del orden de 150% del flujo normal y, por lo tanto, no es necesario considerar un sobrediseño en el dimensionamiento de tales separadores.

Si se predicen flujos mayores al 150%, el diseño del separador debe considerar dicho aumento.

II.8.2 Presión y temperatura de operación (P_o y T_o)

El estudio previo de las variaciones de presión y temperatura en el sitio donde se instalará la unidad afectará, de manera determinante, la selección del equipo. La mayoría de los operadores no se detienen a pensar cómo se afectan las condiciones de operación al bajar la presión. Existe la seguridad de que al elevar la presión podría fallar el material; pero no se analiza el incremento de la velocidad dentro del sistema al bajarla; un descenso abrupto, manteniendo constante el gasto, eleva la velocidad interna del equipo, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede volar el extractor de niebla.

II.8.3 Factor de *compresibilidad* de gas (Z)

El valor de “ Z ” determina el volumen del gas en las condiciones de operación. El diseñador deberá seleccionar el modelo más conveniente para que los resultados coincidan con los valores de campo.

II.8.4 Densidad de los fluidos en las condiciones de operación

La densidad de los fluidos dentro del separador interviene de modo directo. Es fácil calcular la densidad del gas en las condiciones de operación. En el caso de los líquidos, se trabaja en condiciones normales, bajo el supuesto del efecto de los cambios de presión y temperatura son mínimos en los resultados finales.

II.8.5 Velocidad crítica o terminal (V_t)

La velocidad crítica es una velocidad de gas calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de gas, a través del separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. Tal velocidad no está relacionada con la velocidad sónica. Matemáticamente se expresa de la siguiente forma:

$$V_t = 0.0119 \left[\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} * \frac{dm}{C_D} \right]^{0.5} \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

II.8.6 Constante K (Souders & Brown)

Es uno de los parámetros que mayor relevancia tiene en el momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que se acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

En un principio, el valor de K atendía a la deducción matemática de la fórmula, es la experiencia de campo y mejoras tecnológicas que se le introducen a los diseños lo que ha venido adaptando este parámetro al comportamiento real de los recipientes. En la práctica, los fabricantes diseñan el extractor de niebla y ajustan en el campo el valor

correspondiente, para predecir los resultados reales. Por esa razón, se suelen encontrar unidades pequeñas garantizadas para manejar cantidades de gas mayores de lo esperado.

$$Vt = K \left[\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.6)$$

La Tabla II.2 muestra valores típicos que le son asignados a la constante K dependiendo de equipo con el que se trata.

Tabla II.2 Valores de K utilizados para separadores

Tipo de separador o interno	K
Separadores verticales	0.06-0.35
Separadores horizontales	0.40-0.50
Mallas de alambre en flujo horizontal	0.35
Mallas de alambre en flujo vertical	0.42
Extractor tipo veleta en flujo horizontal	0.50
Extractor tipo veleta en flujo vertical	0.65

II.8.7 Tiempo de retención o residencia (tr)

La capacidad de líquido de un separador depende principalmente del tiempo de retención (residencia) del líquido en el recipiente, una buena separación requiere de un tiempo suficiente para lograr el equilibrio entre la fase líquida y la fase gaseosa a la temperatura y presión de separación.

El tiempo de residencia se define como el tiempo promedio que una molécula se encuentra retenida dentro de un recipiente asumiendo flujo tapón, y se calcula como se muestra a continuación:

$$t_r = \frac{\text{Volumen}_{\text{separador}}}{\text{Gasto de líquido}_{\text{alimentación}}} \quad [min] \quad (II.7)$$



La tabla II.3 muestra los tiempos de residencia comúnmente usados de acuerdo al tipo de separador o crudo a tratar.

Tabla II.3 *Tiempos de retención típicos para diferentes tipos de crudo y separadores*

Gravedad API del aceite [°API]		Tiempo de retención [min]	
>35		1	
20-35		1-2	
10-20		2-4	
Tipo de separación		[min]	
Separadores Gas / Líquido	Gas natural	2-4	
	Acumulador de reflujo	5-10	
	Tanque flash para amina	5-10	
Separadores Hidrocarburos /Agua	>35 °API	3-5	
	<35 °API	100 °F	5-10
		80 °F	10-20
		60 °F	20-30
Etilenglicol/Hidrocarburos		20-60	
Amina / Hidrocarburos		20-30	
Solución cáustica / Propano		30-45	
Solución cáustica / Gasolina pesada		30-90	

II.8.8 Relación longitud / diámetro o de esbeltez (L_{ss}/d)

Existe una constante adimensional llamada R, que permite determinar la relación entre la longitud costura a costura (L_{ss}) o longitud tapa-tapa con el diámetro del separador. Este parámetro permite determinar el diseño más eficiente y económico, regularmente toma el valor de R entre valores de 3 y 4.

II.8.9 Eficiencia requerida de separación (%Eff)

La eficiencia de separación se define en separadores gas-líquido como:

$$\%Eff = \frac{Q_{l_{separado}}}{Q_{l_{alimentación}}} * 100\% \quad (II.8)$$



La eficiencia de separación es altamente dependiente la cantidad de líquido que entra al equipo de separación y de la distribución del tamaño de partículas que pueden estar contenidas dentro del gas, por lo que si la cantidad de líquido que se alimenta o el tamaño de partículas son muy pequeños, se pueden tener eficiencias de separación aparentemente bajas.

La eficiencia requerida de separación varía de acuerdo a la aplicación del separador y a la operación posterior a la que se someterán las corrientes separadas de gas y líquido (crudo y agua si se trata de un separador trifásico).

II.8.10 Factor de dispersión (θ)

Es un factor utilizado para definir la fase dispersa y la fase continua en una mezcla de líquidos (líquido-líquido). El factor de dispersión se define de la siguiente manera:

$$\theta = \frac{q_{fase\ ligera}}{q_{fase\ pesada}} \left(\frac{\rho_{ligera} \mu_{pesada}}{\rho_{pesada} \mu_{ligera}} \right)^{0.3} \quad (II.9)$$

En la Tabla II.4 se pueden observar los valores típicos de factor de dispersión para las fases líquido-líquido.

Tabla II.4 Factores de dispersión típicos

Factor de dispersión	Dispersión de fases
< 0.3	La fase ligera está dispersa
0.3 – 0.5	La probabilidad de que la fase ligera esté dispersa es mayor
0.5 – 2.0	No hay distinción entre fase dispersa o continua
2.0 – 3.3	La probabilidad de que la fase pesada esté dispersa es mayor
> 3.3	La fase pesada está dispersa



II.8.11 Coeficiente de arrastre (C_D)

Un problema que se tiene al diseñar un separador convencional es la determinación del coeficiente de arrastre el cual está en función del número de Reynolds (II.8), y que es utilizado para el cálculo de la velocidad terminal o crítica.

$$\text{Número de Reynolds} \rightarrow Re = \frac{d_m V_t \rho_g}{\mu} \quad (II. 10)$$

Dado que el cálculo del número de Reynolds y la velocidad terminal o crítica (V_t) son simultáneos, se requiere de un algoritmo de carácter iterativo para el cálculo del coeficiente de arrastre, mostrado a continuación:

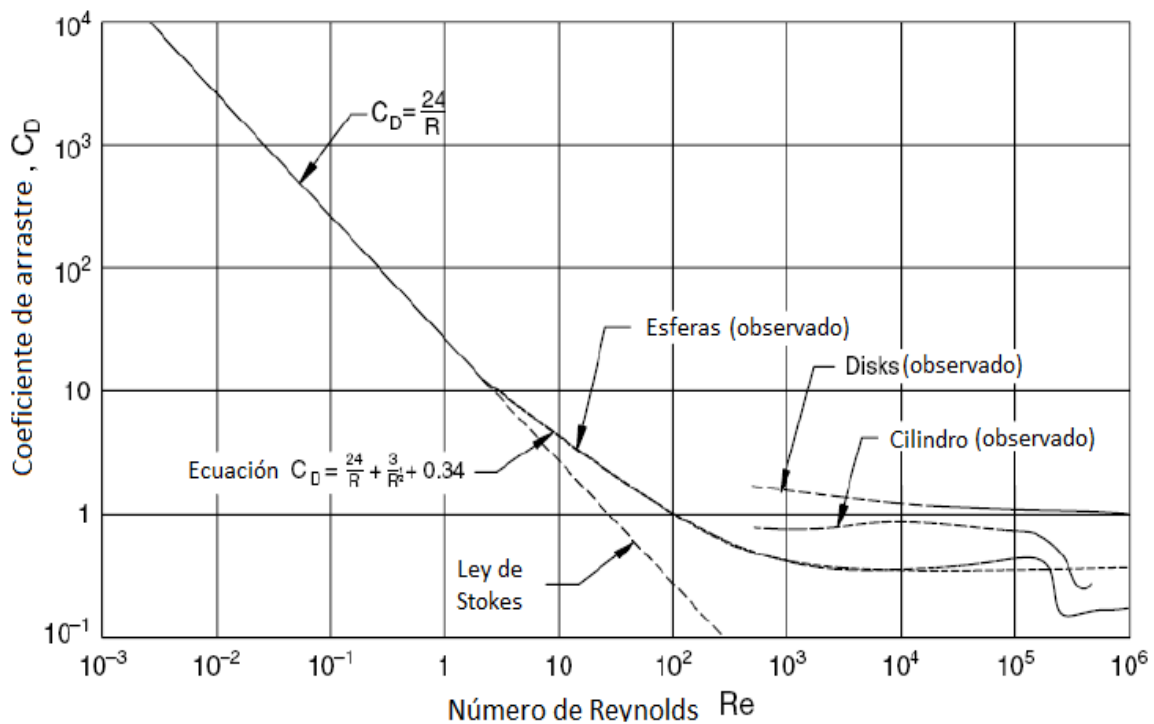
1. Se propone un valor para C_D , preferentemente iniciar con un valor de 0.34.
2. Se calcula: la velocidad terminal (V_t) con la ecuación (II.5), después el número de Reynolds y después un nuevo coeficiente de arrastre (C_D).
3. Se determina el error absoluto entre los coeficientes de arrastre, es decir entre el valor propuesto y el nuevo valor C_D .
4. Se repiten los pasos 2 y 3 hasta que el valor del error absoluto sea menor a 0.005 unidades.

Para el algoritmo anterior se utilizan ecuaciones con factores que son producto de las unidades de conversión para las “unidades de campo”. En el caso de la velocidad terminal (V_t) se utiliza la ecuación (II.5), para los otros parámetros se utilizan las siguientes fórmulas:

$$Re = 0.0049 * \frac{\rho_g d_m V_t}{\mu} \quad (II. 11)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34 \quad (II.12)$$

En la Gráfica II.1 se muestra el comportamiento del coeficiente de arrastre (C_D) contra el número de Reynolds (Re) y geometría de la partícula (considerada esférica).



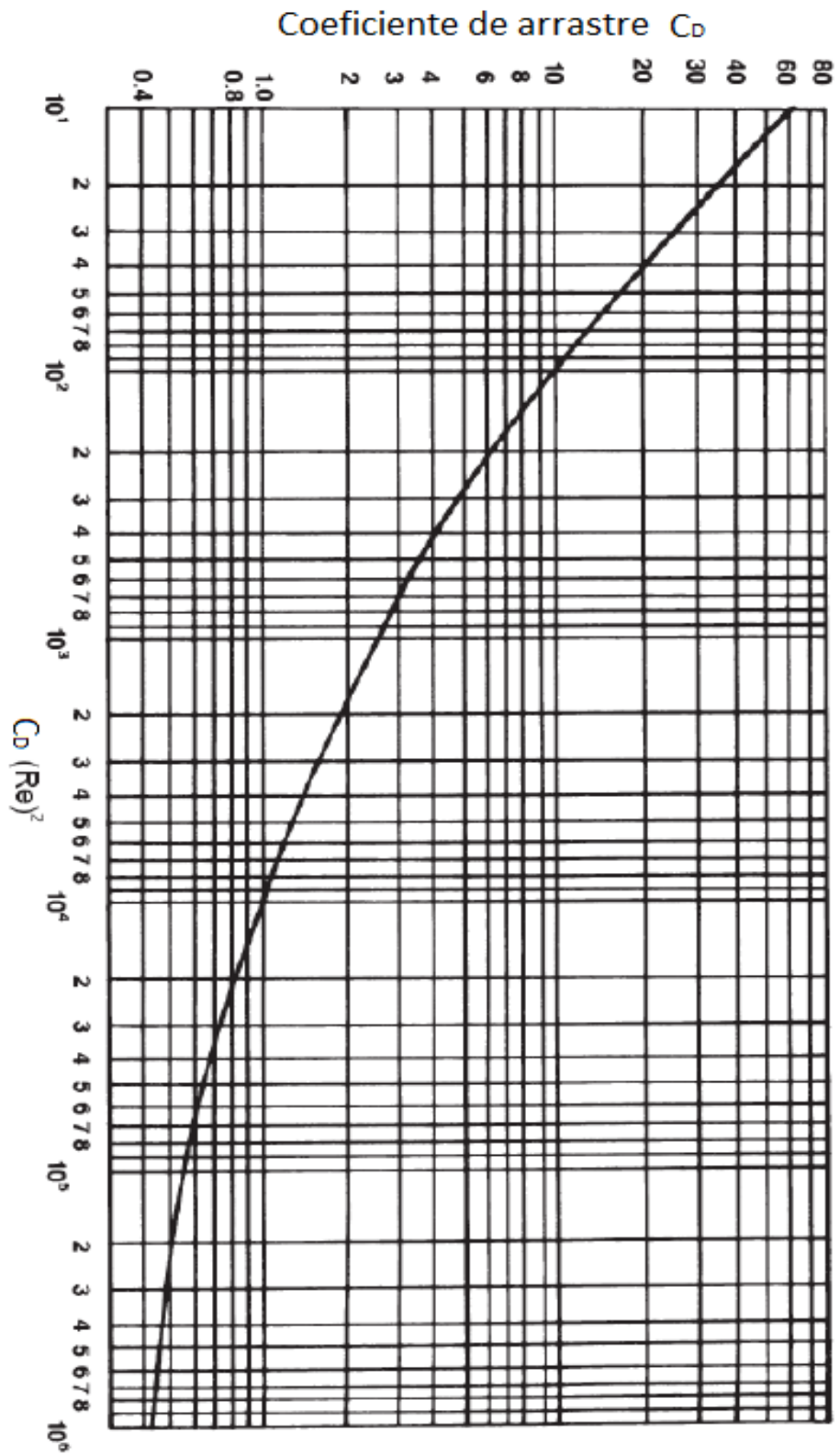
Gráfica II.1 Variación del coeficiente de arrastre en función del número de Reynolds

La correlación utilizada para evitar utilizar el método numérico para la determinación del coeficiente de arrastre es:

$$C_D Re^2 = \frac{0.95 * 10^8 \rho_g D_p^3 (\rho_l - \rho_g)}{\mu_g^2} \quad (II.13)$$

Posteriormente con el cálculo realizado con la ecuación (II.13) se procederá a utilizar la Grafica II.2 en la que se presenta la variación del coeficiente de arrastre (C_D) en función del producto de la ecuación II.13.





Gráfica II.2 Determinación de C_D mediante la ecuación (II.9)



II.9 Dimensionamiento de un separador bifásico vertical

Para el dimensionamiento de un separador bifásico vertical, es necesario seguir el siguiente algoritmo:

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D , iniciar con un valor propuesto de 0.34.
2. Calcular el diámetro mínimo que satisfaga la capacidad de gas a través de la siguiente ecuación:

$$d_{min}^2 = 5040 \left(\frac{q_g Z T}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{0.5} [in^2] \quad (II. 14)$$

3. Para uno o varios tiempos de retención requeridos (de acuerdo al tipo de crudo y los procesos involucrados), realizar cálculos y combinaciones de valores de diámetro “d” (mayores al d_{min} calculado para el gas) y altura “h”, y posteriormente tabularlas.

$$d^2 h = q_L * \frac{tr}{0.12} [in^2 ft] \quad (II. 15)$$

4. De igual manera se debe calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) para cada una de las combinaciones del diámetro “d” y altura “h” tabuladas anteriormente y la correspondiente relación de esbeltez (L_{ss}/d) a través de las siguientes ecuaciones:

$$L_{ss} = \frac{h + 76}{12} \quad \text{ó} \quad L_{ss} = \frac{d + h + 40}{12} [ft] \quad (II. 16)$$

$$\text{Relación de esbeltez} = \frac{L_{ss} * 12}{d} [adim] \quad (II. 17)$$

5. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla y se selecciona un “d” y un “L_{ss}” que satisfaga la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 4).

tr [min]	d [pulgadas]	h [ft]	L _{ss} [ft]	R. esbeltez

La Figura II.18 muestra el diagrama de flujo para el dimensionamiento de un separador bifásico vertical.

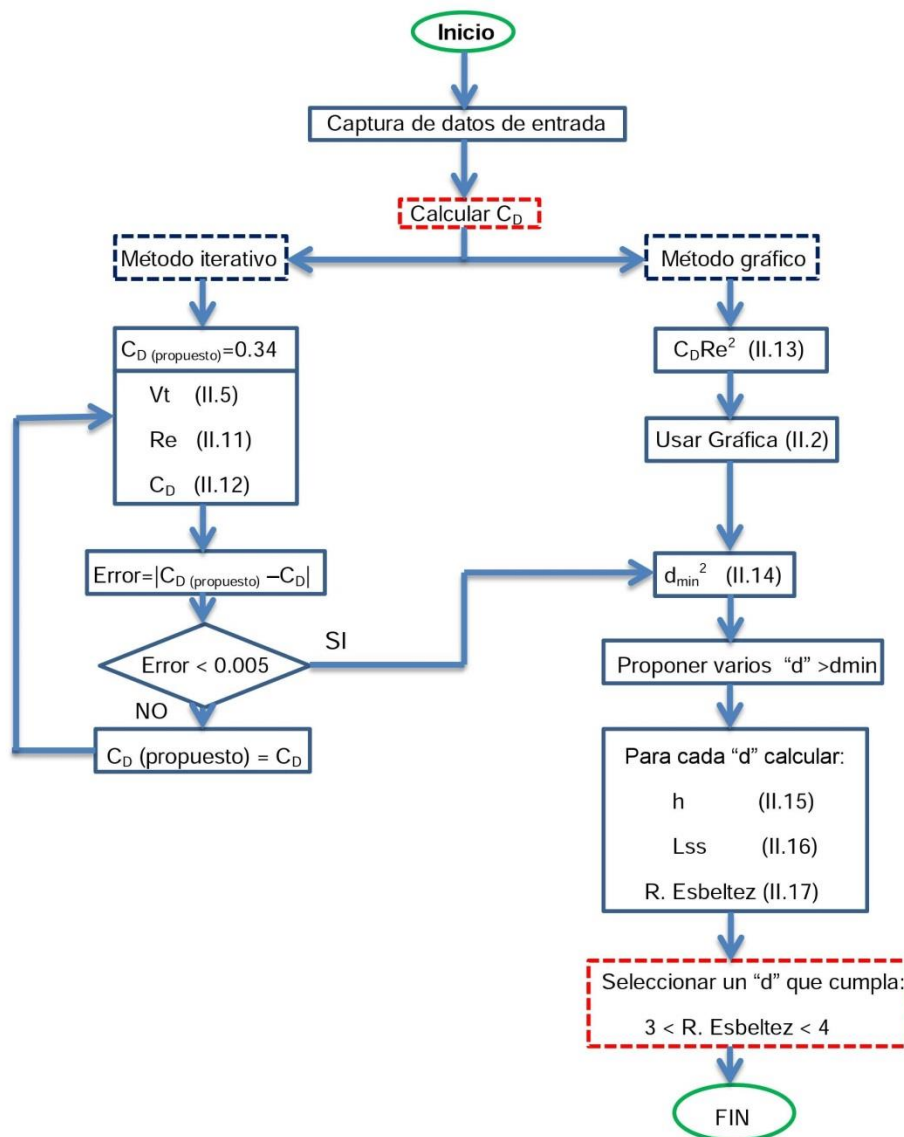


Figura II.18 Algoritmo para dimensionar un separador bifásico vertical

Ejemplo de aplicación:

Un separador gravitacional vertical es requerido para manejar 12 [MMPCED] de gravedad específica 0.63 a una presión operacional de 1 000 [psia] y una temperatura operacional de 65 [°F]. El flujo de líquido esperado es de 2200 [bpd], de 35 °API y una viscosidad del gas de 0.013 [cp] y un factor de compresibilidad de 0.82. Considerar una densidad del líquido de 53.03 [lb/ft³], una densidad del gas de 3.96 [lb/ft³] y un diámetro de la gota de 150 [micrones].

Solución:

q_g	12	MMPCED	API	35	°API
Y_g	0.63	adimensional	μ_g	0.013	cp
P_{op}	1000	psia	Z	0.82	adimensional
T_{op}	65	°F	ρ_g	3.96	lb/ft ³
dm	150	μm	ρ_o	53.03	lb/ft ³
q_o	2200	bpd			

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D (método iterativo).

Primera iteración: C_{D1} (propuesto) = 0.34 [adim]

$$Vt_1 = 0.0119 \left[\frac{52.03 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.34} \right]^{0.5} = 0.8804 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_1 = 0.0049 * \frac{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 0.8804 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 196.88 \quad (II.11)$$

$$C_{D1} = \frac{24}{196.88} + \frac{3}{\sqrt{196.88}} + 0.34 = 0.6757 \quad (II.12)$$

Segunda iteración: $C_{D1} = C_{D2}$ (propuesto) = 0.6757 [adim]

$$V_{t_2} = 0.0119 \left[\frac{52.03 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.6757} \right]^{0.5} = 0.6245 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_2 = 0.0049 * \frac{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 0.6245 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 139.66 \quad (II.11)$$

$$C_{D_2} = \frac{24}{139.66} + \frac{3}{\sqrt{139.66}} + 0.34 = 0.7657 \quad (II.12)$$

Tercera iteración: $C_{D2} = C_{D3}$ (propuesto) = 0.7657 [adim]

$$V_{t_3} = 0.0119 \left[\frac{52.03 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.7657} \right]^{0.5} = 0.5867 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_3 = 0.0049 * \frac{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 0.5867 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 131.20 \quad (II.11)$$

$$C_{D_3} = \frac{24}{131.20} + \frac{3}{\sqrt{131.20}} + 0.34 = 0.7848 \quad (II.12)$$

Nota: Se seguirá iterando hasta se tenga un error menor al propuesto, comúnmente de 0.0005.

La Tabla II.5 contiene los valores obtenidos de las variables calculadas anteriormente y los valores que fueron calculados posteriormente en nuevas iteraciones.

Tabla II.5 Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre

Iteración	C_D (propuesto)	V_t [ft/s]	Re [adim]	C_D [adim]	Error
1	0.3400	0.8804	196.88	0.6757	-
2	0.6757	0.6245	139.66	0.7657	0.09000
3	0.7657	0.5867	131.20	0.7848	0.01915
4	0.7848	0.5795	129.59	0.7887	0.00390
5	0.7887	0.5781	129.27	0.7895	0.00079
6	0.7895	0.5778	129.20	0.7897	0.00016



El error es menor a 0.0002 en la sexta iteración por lo que serán considerados estos valores para el ejemplo, en conclusión los valores finales son:

$$C_D = 0.7897 \quad Re = 129.20 \quad Vt = 0.5778 \text{ [ft/s]}$$

2. Calcular el diámetro mínimo (ecu. II.14) que satisfaga la capacidad de gas.

$$d_{min}^2 = 5040 \left(\frac{12[MMPCED] * 0.82 * (65 + 460)[^\circ R]}{1000 [psia]} \right) \dots$$

$$\dots \left[\left(\frac{3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{53.03 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.96 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} \right) * \frac{0.7857}{150[\mu m]} \right]^{0.5} = 536.32 \text{ [in}^2\text{]} \quad (II.14)$$

$$d_{min}^2 \rightarrow d_{min} = \sqrt{536.32 \text{ [in}^2\text{]}} = 23.16 \text{ [in]}$$

3. Para uno o varios tiempos de retención requeridos, realizar cálculos y combinaciones de valores de “d” y “h” para cada tiempo de retención.

$$d^2 h = q_L * \frac{tr}{0.12} \rightarrow h = \frac{tr}{0.12 * d^2} = \frac{1[\text{min}]}{0.12 * 24^2[\text{in}^2]} = 31.83 \text{ [ft]} \quad (II.15)$$

Tabla II.6 Tabulación de “h” a varios diámetros y tiempos de retención.

tr [min]	d>dmin	h [ft]	tr [min]	d>dmin	h [ft]
1	24.00	31.83	3	24.00	95.49
	26.00	27.12		26.00	81.36
	28.00	23.38		28.00	70.15
	30.00	20.37		30.00	61.11
	32.00	17.90		32.00	53.71
	34.00	15.86		34.00	47.58
	36.00	14.15		36.00	42.44
	38.00	12.70		38.00	38.09
	40.00	11.46		40.00	34.38
	42.00	10.39		42.00	31.18

4. Calcular la longitud costura-costura (ecuación II.16) para cada una de las combinaciones de “d” y “h”, y la correspondiente relación de esbeltez.



Tabla II.7 Dimensiones propuestas para una $tr = 1$ [min]

Tr [min]	d>dmin	h [ft]	L _{ss} [ft]	R. Esbeltez
1	24.00	31.83	8.99	4.5
	26.00	27.12	8.59	4.0
	28.00	23.38	8.28	3.5
	30.00	20.37	8.03	3.2
	32.00	17.90	7.83	2.9
	34.00	15.86	7.65	2.7
	36.00	14.15	7.51	2.5
	38.00	12.70	7.39	2.3
	40.00	11.46	7.29	2.2
	42.00	10.39	7.20	2.1

Tabla II.8 Dimensiones propuestas para una $tr = 3$ [min]

tr [min]	d>dmin	h [ft]	L _{ss} [ft]	R. Esbeltez
3	24.00	95.49	14.29	7.1
	26.00	81.36	13.11	6.1
	28.00	70.15	12.18	5.2
	30.00	61.11	11.43	4.6
	32.00	53.71	10.81	4.1
	34.00	47.58	10.30	3.6
	36.00	42.44	9.87	3.3
	38.00	38.09	9.51	3.0
	40.00	34.38	9.20	2.8
	42.00	31.18	8.93	2.6

5. Se selecciona un “d” y un “L_{ss}” que satisfaga la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 4).

Tabla II.9 Valores que cumplen los requisitos y pueden ser seleccionados

tr [min]	d>dmin	h [ft]	L _{ss} [ft]	R. Esbeltez
1	26.00	27.12	8.59	4.0
	28.00	23.38	8.28	3.5
	30.00	20.37	8.03	3.2
3	34.00	47.58	10.30	3.6
	36.00	42.44	9.87	3.3
	38.00	38.09	9.51	3.0



II.10 Dimensionamiento de un separador bifásico horizontal

Para el dimensionamiento de un separador bifásico horizontal, es necesario seguir el siguiente algoritmo:

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D iniciar con un valor propuesto de 0.34.
2. Calcular la capacidad de gas a través de la siguiente ecuación:

$$d L_{eff} = 420 \left(\frac{q_g Z T}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{0.5} \quad [in \ ft] \quad (II.18)$$

3. Realizar cálculos y combinaciones de valores de “d” (mayores al d_{min} calculado para el gas) y “ L_{eff} ”. Adicionalmente, calcular y tabular diferentes L_{ss} con la siguiente ecuación:

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad [ft] \quad (II.19)$$

4. Para uno o varios tiempos de retención requeridos, calcular el valor de $d^2 L_{eff}$ y efectuar combinaciones de valores de “d” y “ L_{eff} ”. Adicionalmente calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) y la relación de esbeltez (ecuación II.17).

$$d^2 L_{eff} = \frac{tr * q_L}{0.7} \quad [in^2 \ ft] \quad (II.20)$$

$$L_{ss} = \frac{4}{3} * L_{eff} \quad [ft] \quad (II.21)$$

5. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla y se selecciona un “d” y un “ L_{ss} ” que satisfaga la capacidad de gas, capacidad del aceite el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 4).

tr [min]	d [in]	L_{eff} [ft] gas	L_{eff} [ft] aceite	L_{ss} [ft]	R. esbeltez



La Figura II.19 muestra diagrama de flujo para el dimensionamiento de un separador bifásico horizontal.

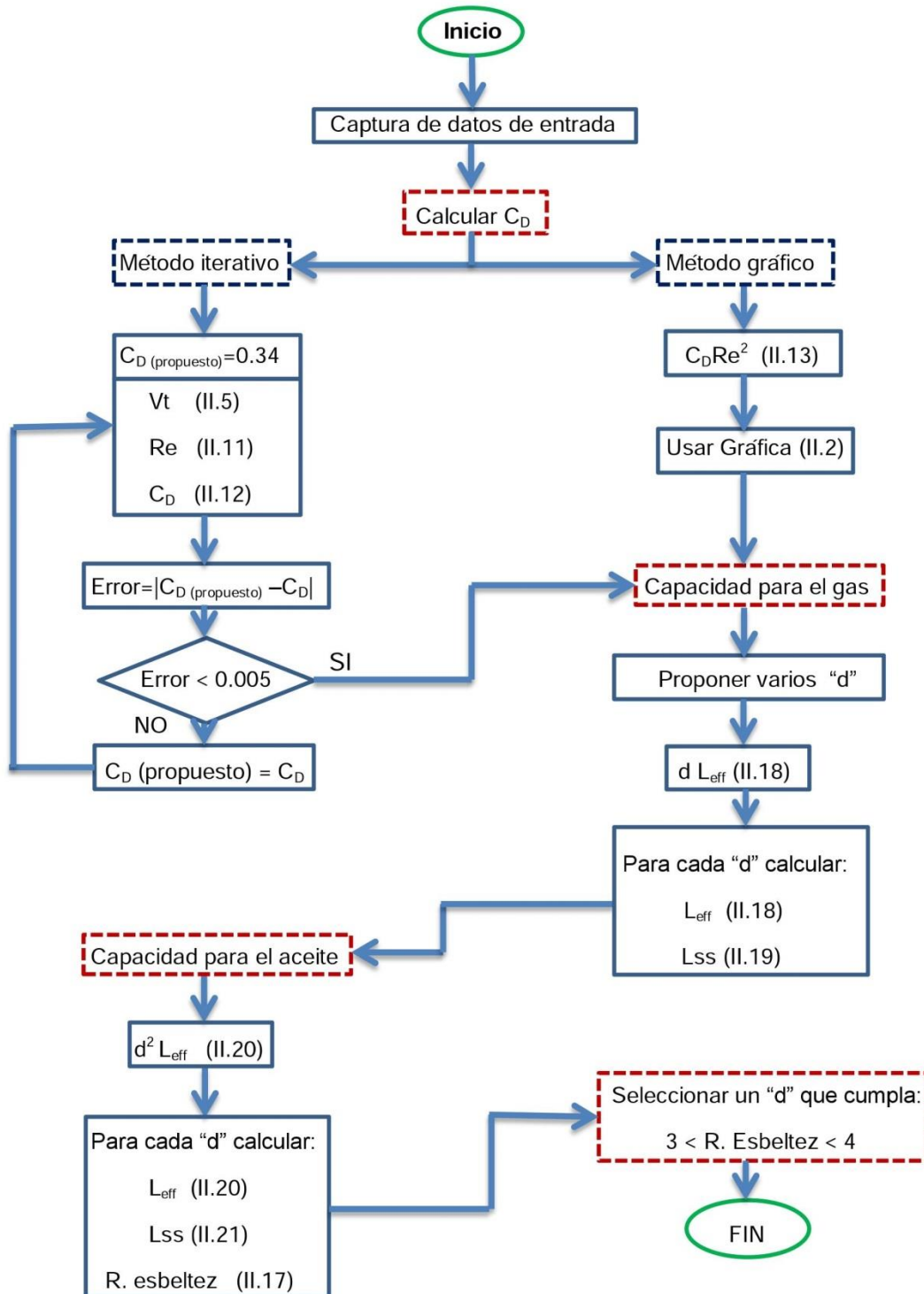


Figura II.19 Algoritmo para dimensionar un separador bifásico horizontal

Ejemplo de aplicación:

Un separador gravitacional horizontal es requerido para manejar 12 [MMPCED] de gravedad específica 0.65 a una presión operacional de 1 000 [psia] y una temperatura operacional de 65 [°F]. El flujo de líquido esperado es de 2200 [bpd], de 38 °API y una viscosidad del gas de 0.013 [cp] y un factor de compresibilidad de 0.85. Considerar una densidad del líquido de 52.09 [lb/ft³], una densidad del gas de 3.94 [lb/ft³], un diámetro de la gota de 150 [micrones] y un tiempo de residencia de 3 [min].

Solución:

q_g	11	MMPCED	API	38	°API
γ_g	0.65	adimensional	μ_g	0.012	cp
P_{op}	1000	psia	Z	0.85	adimensional
T_{op}	65	°F	ρ_g	3.94	lb/ft ³
dm	150	μm	ρ_o	52.09	lb/ft ³
q_o	2200	bpd	tr	5	min

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D (método iterativo).

Primera iteración: C_{D1} (propuesto) = 0.34 [adim]

$$v_{t1} = 0.0119 \left[\frac{52.09 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.34} \right]^{0.5} = 0.8742 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_1 = 0.0049 * \frac{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 0.8742 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 210.79 \quad (II.11)$$

$$C_{D1} = \frac{24}{210.79} + \frac{3}{\sqrt{210.79}} + 0.34 = 0.6605 \quad (II.12)$$

Segunda iteración: $C_{D1} = C_{D2}$ (propuesto) = 0.6605 [adim]

$$V_{t_2} = 0.0119 \left[\frac{52.09 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.6605} \right]^{0.5} = 0.6272 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_2 = 0.0049 * \frac{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 0.6272 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 151.24 \quad (II.11)$$

$$C_{D_2} = \frac{24}{151.24} + \frac{3}{\sqrt{151.24}} + 0.34 = 0.7426 \quad (II.12)$$

Tercera iteración: $C_{D_2} = C_{D_3}$ (propuesto) = 0.7426 [adim]

$$V_{t_3} = 0.0119 \left[\frac{52.09 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.7426} \right]^{0.5} = 0.5915 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_3 = 0.0049 * \frac{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 0.5915 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 142.63 \quad (II.11)$$

$$C_{D_3} = \frac{24}{173.82} + \frac{3}{\sqrt{173.82}} + 0.34 = 0.7595 \quad (II.12)$$

Nota: Se seguirá iterando hasta se tenga un error menor al propuesto, comúnmente de 0.005.

La Tabla II.10 contiene los valores obtenidos de las variables calculadas anteriormente y los valores que fueron calculados posteriormente en nuevas iteraciones.

Tabla II.10 Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre

Iteración	C_D (propuesto)	V_t [ft/s]	Re [adim]	C_D [adim]	Error
1	0.3400	0.8742	210.79	0.6605	-
2	0.6605	0.6272	151.24	0.7426	0.08215
3	0.7426	0.5915	142.63	0.7595	0.01683
4	0.7595	0.5849	141.04	0.7628	0.00331
5	0.7628	0.5836	140.73	0.7634	0.00064
6	0.7634	0.5834	140.67	0.7636	0.00013

El error es menor a 0.0002 en la sexta iteración por lo que serán considerados estos valores para el ejemplo, en conclusión los valores finales son:

$C_D = 0.7636$	$Re = 140.67$	$V_t = 0.5834 \text{ [ft/s]}$
----------------	---------------	-------------------------------

2. Calcular la capacidad de gas.

$$dL_{eff} = 420 \left(\frac{11[MMPCED] * 0.85 * (65 + 460)[^{\circ}R]}{1000 [psia]} \right) \dots$$

$$\dots \left[\left(\frac{3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{52.09 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.94 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} \right) * \frac{0.7636}{150[\mu m]} \right]^{0.5} = 42.06 [in ft] \quad (II.18)$$

3. Realizar cálculos y combinaciones de valores de “d” y “L_{eff}”.

Adicionalmente, calcular y tabular diferentes L_{ss} (ecuación II.21).

$$L_{eff} = \frac{dL_{eff}}{d} \rightarrow L_{eff} = \frac{42.06 [in ft]}{24 [in]} = 1.8[ft] \quad (II.18)$$

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \rightarrow L_{ss} = 1.8[ft] + \frac{24[in]}{12} = 3.752 [ft] \quad (II.19)$$

Tabla II.11 Valores de referencia para la capacidad de gas

d [in]	L _{eff} [ft]	L _{ss} [ft]
24	1.8	3.752
26	1.6	3.784
28	1.5	3.835
30	1.4	3.902
32	1.3	3.981
34	1.2	4.070
36	1.2	4.168
38	1.1	4.273
40	1.1	4.385

4. Calcular d²L_{eff} y efectuar combinaciones de valores de “d” y “L_{eff}”.

Adicionalmente calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) y la relación de esbeltez.



$$d^2 L_{eff} = \frac{3[\text{min}] * 2200[\text{bpd}]}{0.7} = 9428.57 \rightarrow L_{eff} = \frac{9428.57}{d^2 [\text{in}^2]} \text{ [ft]} \quad (II.20)$$

$$L_{eff} = \frac{9428.57}{24^2} = 16.4 \text{ [ft]} \quad (II.20) \quad L_{ss} = \frac{4}{3} * 16.4 = 21.8 \text{ [ft]} \quad (II.21)$$

Tabla II.12 Valores de referencia para la capacidad de aceite

tr [min]	d [in]	L _{eff} [ft] aceite	L _{ss} [ft]	R. esbeltez
3	24	16.4	21.8	10.9
	26	13.9	18.6	8.6
	28	12.0	16.0	6.9
	30	10.5	14.0	5.6
	32	9.2	12.3	4.6
	34	8.2	10.7	3.8
	36	7.3	9.8	3.3
	38	6.5	9.0	2.9
	40	5.9	8.4	2.5

Tabla II.13 Valores de referencia para la capacidad de aceite y gas

tr [min]	d [in]	L _{eff} [ft] gas	L _{eff} [ft] aceite	L _{ss} [ft]	R. esbeltez
3	24	1.8	16.4	21.8	10.9
	26	1.6	13.9	18.6	8.6
	28	1.5	12.0	16.0	6.9
	30	1.4	10.5	14.0	5.6
	32	1.3	9.2	12.3	4.6
	34	1.2	8.2	10.7	3.8
	36	1.2	7.3	9.8	3.3
	38	1.1	6.5	9.0	2.9
	40	1.1	5.9	8.4	2.5

5. Selecciona un “d” y un “L_{ss}” que satisfaga la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 4).

Tabla II.14 Valores que cumplen los requisitos y pueden ser seleccionados

tr [min]	d [in]	L _{eff} [ft] gas	L _{eff} [ft] aceite	L _{ss} [ft]	R. esbeltez
3	34	1.2	8.2	10.7	3.8
	36	1.2	7.3	9.8	3.3



II.11 Separadores trifásicos

Los separadores trifásicos son utilizados, como su nombre indica, para separar tres fases: aceite, agua y gas. Su selección dependerá de los requerimientos y especificaciones de los productos, así como las condiciones o estimación de producción durante la vida útil del campo.

El agua en una corriente de la producción de hidrocarburos se asienta en un separador trifásico como se muestra en la Figura II.20:

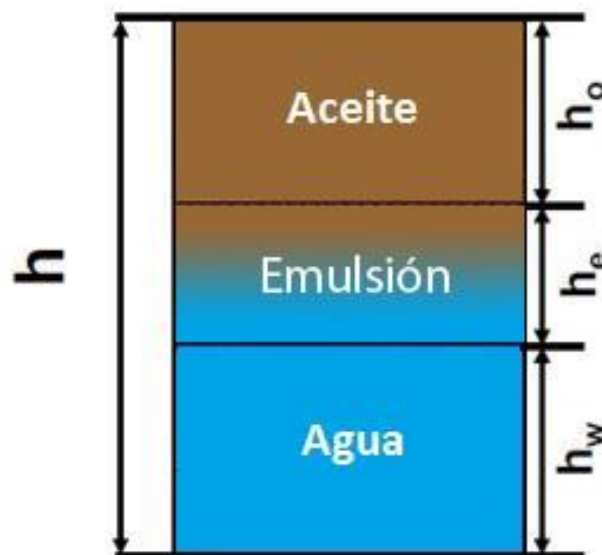


Figura II.20 Columna hidrostática en un separador trifásico

La producción de agua viene con el crudo generalmente en dos formas (libre y emulsionada). La capa de agua libre aparece en el fondo de los recipientes y crece con el tiempo como es demostrado en la Figura II.21. Después de cierto periodo, dependiendo del caso (entre 3 y 30 minutos) el cambio del nivel de agua es despreciable.

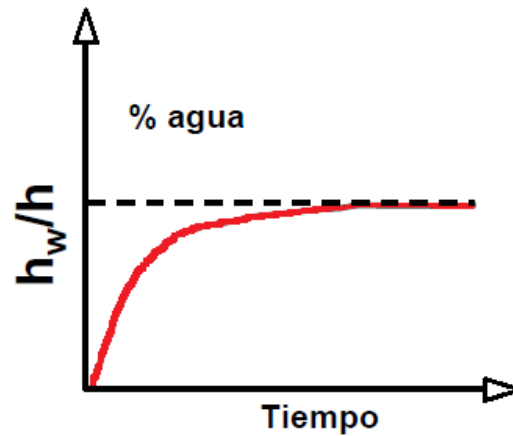


Figura II.21 Relación de columna hidrostática respecto del tiempo

Los separadores trifásicos, tienen las mismas cuatro zonas de separación que los separadores bifásicos, aunque cabe mencionar que hay pequeñas diferencias entre estos, una a destacar es que el diseño de los deflectores contiene un distribuidor que dirige el flujo de líquido debajo de la interfase agua-aceite. La razón de esto es promover la coalescencia de gotas de agua en el crudo, por el proceso llamado lavado de agua.

Otra diferencia es que este tipo de separadores contienen dos elementos importantes llamados cesto o balde y los vertederos. La función de estos elementos es eliminar la necesidad de colocar controladores de interfase líquidas. Esto es cuando hay un sobre llenado o un sobre flujo, los líquidos fluyen sobre los vertederos, donde el control de nivel es un simple flotador.

La altura del vertedero controla el nivel de líquido en los separadores, es decir, este elemento limita las alturas o columnas hidrostáticas de los líquidos. Es necesario que el separador tenga un vertedero por cada líquido a separar, en este caso se tienen dos, cabe mencionar que la diferencia de altura de los vertederos del aceite y agua controla el paso del crudo por la diferencia de densidades. La Figura II.22 muestra las alturas de los líquidos y la colocación convencional de los vertederos.

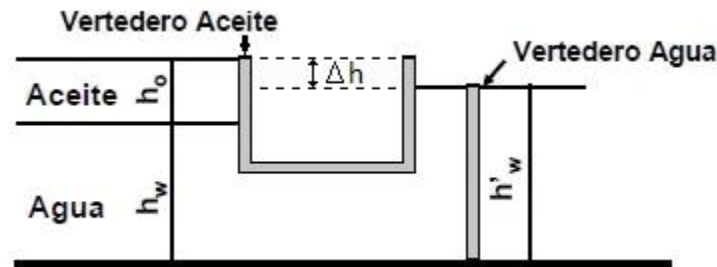


Figura II.22 Posicionamiento de los vertederos

Para colocar los vertederos se hace uso de las siguientes ecuaciones:

$$\Delta h = h_o + h_w - h'_w \quad [in] \quad (II.22)$$

$$\Delta h = h_o \left(1 - \frac{\rho_o}{\rho_w} \right) \quad [in] \quad (II.23)$$

El control de nivel en el equipo de separación se realiza monitoreando la altura de las interfaces gas-líquido y líquido-líquido. Generalmente, los instrumentos utilizados para este objetivo son: dispositivos de desplazamiento o dispositivos electrónicos.

Entre los separadores trifásicos más conocidos sobresalen:

- Separador de agua libre.
- Tratador térmico de aceite.
- Tratador de agua.
- Separador de producción.

La Figura II.23 muestra un esquema de un separador trifásico horizontal en el que se observan los internos: baffle o deflector de entrada, extractor de niebla y un vertedero para el aceite. En la Figura II.24 se observa un esquema de un separador trifásico vertical junto a unos controladores de nivel e interface, también contiene un vertedero para el aceite.

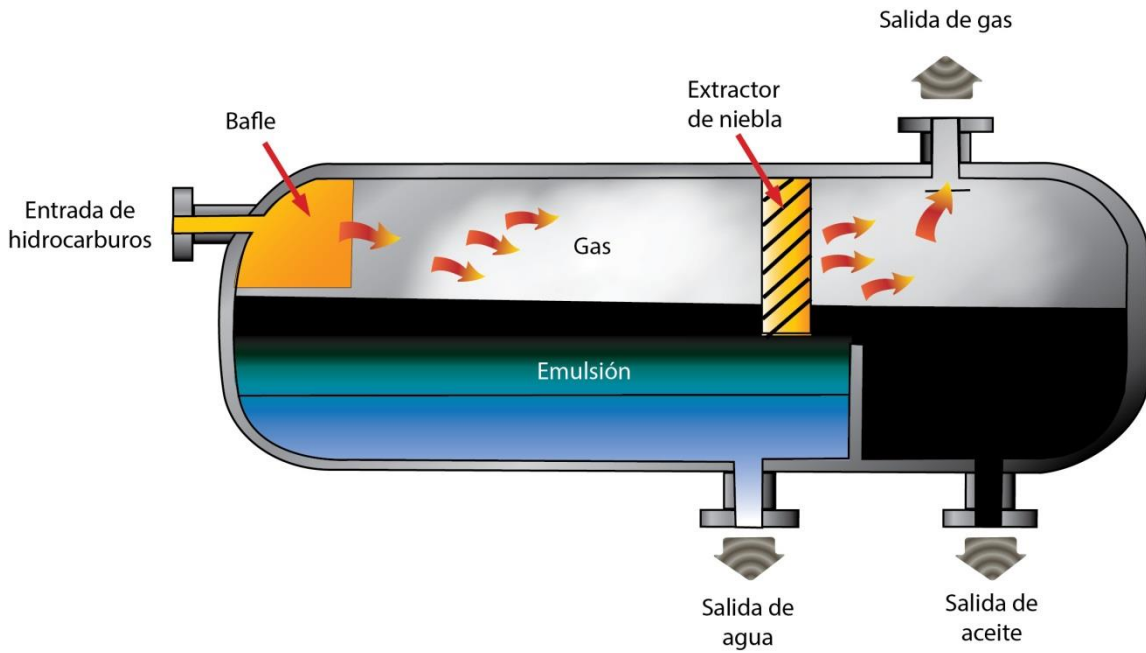


Figura II.23 Separador trifásico horizontal

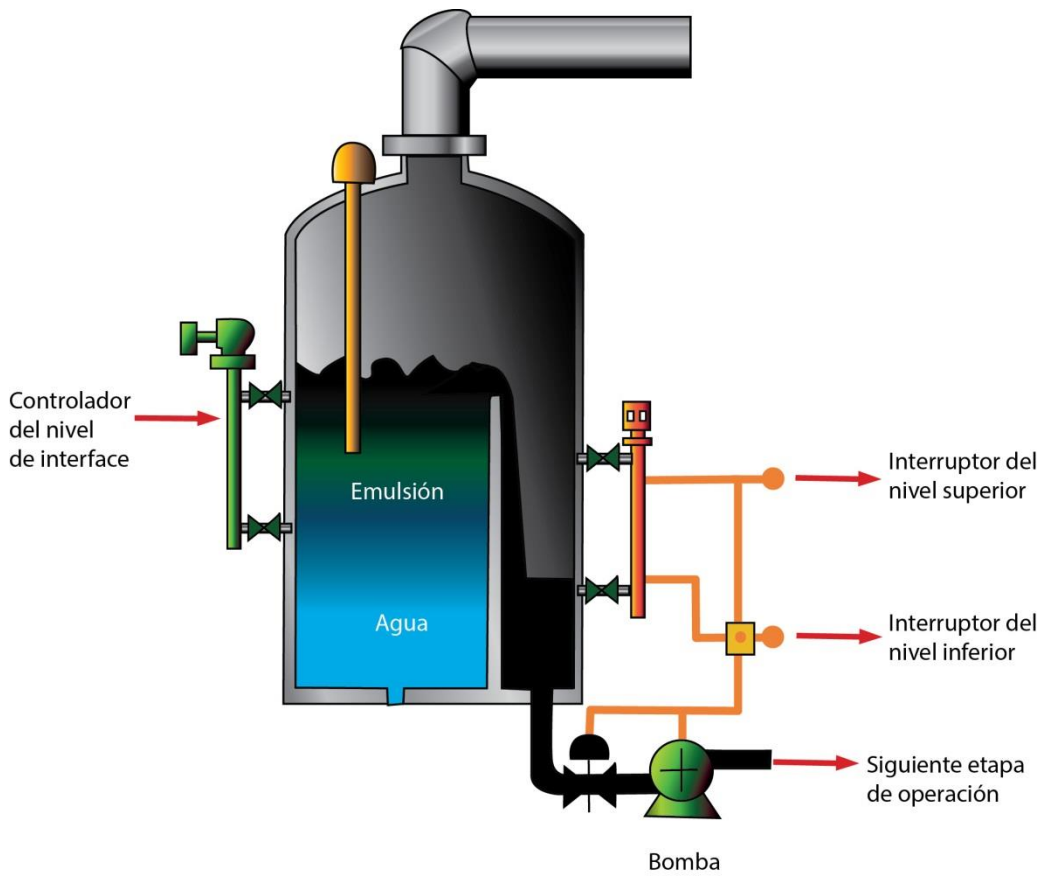


Figura II.24 Separador trifásico vertical



II.12 Dimensionamiento de un separador trifásico vertical

Para el dimensionamiento de un separador trifásico vertical, es necesario seguir el siguiente algoritmo:

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D , iniciar con un valor propuesto de 0.34.
2. Calcular el diámetro mínimo que satisfaga la capacidad de gas a través de la ecuación II.14.
3. Calcular el diámetro mínimo que satisfaga el asentamiento de las partículas de agua con la siguiente ecuación:

$$d_{min}^2 = 6690 \frac{q_o \mu_o}{\Delta\gamma d_m^2} \quad (II.24)$$

4. De los dos diámetros mínimos, seleccionar el más grande.
5. Para uno o varios tiempos de retención requeridos (de acuerdo al tipo de crudo y los procesos involucrados), realizar cálculos y combinaciones de valores de diámetro "d" (mayores al d_{min} calculado seleccionado) y la suma de las alturas " $h_o + h_w$ ", y posteriormente tabularlas.

$$h_o + h_w = \frac{tr_o q_o + tr_w q_w}{0.12 d^2} \quad (II.25)$$

6. De igual manera se debe calcular la longitud costura-costura con la ecuación II.26 (L_{ss}) para cada una de las combinaciones del diámetro "d" y la suma de las alturas " $h_o + h_w$ " (tabuladas anteriormente), y la correspondiente relación de esbeltez (ecuación II.17).

$$L_{ss} = \frac{h_o + h_w + 76}{12} \quad \text{ó} \quad L_{ss} = \frac{d + h_o + h_w + 40}{12} \quad (II.26)$$

7. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla y se selecciona un “d” y un “L_{ss}” que satisfaga la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (establecida entre 1.5 y 3).

tr [min]	d [in]	h _o + h _w [ft]	L _{ss} [ft]	R. esbeltez

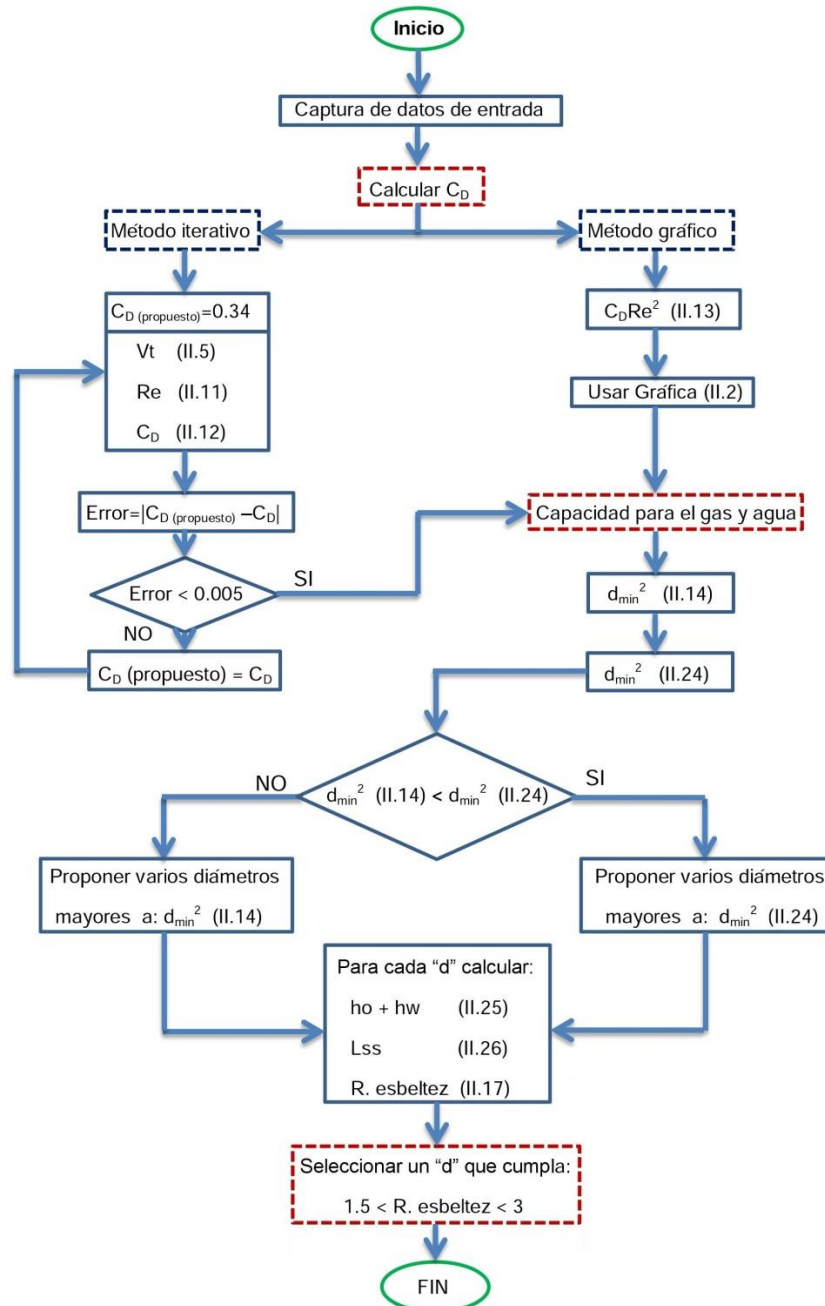


Figura II.25 Algoritmo para dimensionar un separador trifásico vertical



Ejemplo de aplicación:

Un separador trifásico vertical es requerido para manejar una producción de gas de 8 [MMPCED] cuya gravedad específica es 0.7 [adim], a una presión operacional de 500 [psia] y una temperatura operacional de 85 [°F]. El flujo de aceite esperado es de 6 000 [bpd] con una densidad de 35 °API y una viscosidad de 10 [cp], el flujo de agua esperado es de 3 500 [bpd] con una gravedad de 1.08 [adim]. La viscosidad del gas de 0.012 [cp] y tiene un factor de compresibilidad de 0.84 [adim]. Considerar una densidad del aceite de 53.03 [lb/ft³], una densidad del gas de 2.07 [lb/ft³], un diámetro de la gota para el aceite de 150 [micrones] y para el agua de 500 [micrones] y un tiempo de residencia para ambos líquidos de 8 [min].

Solución:

q_g	8	MMPCED	q_w	3500	bpd
q_o	6000	bpd	γ_g	0.7	adimensional
P_{op}	500	psia	γ_w	1.08	adimensional
T_{op}	85	°F	API	35	°API
dm	150	micrones	dm_w	500	μm
ρ_o	53.03	lb/ft ³	tr_o	8	min
ρ_g	2.07	lb/ft ³	tr_w	8	min
μ_o	10	cp	μ_g	0.012	cp
Z	0.84	adim			

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D .

Del procedimiento mostrado en el subcapítulo II.7 calculamos y tabulamos los valores de C_D , estos valores son mostrados a continuación:

$$Vt_1 = 0.0119 \left[\frac{53.03 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 2.07 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{2.07 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.34} \right]^{0.5} = 1.2413 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_1 = 0.0049 * \frac{2.07 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 1.2413 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 157.10 \quad (II.11)$$

$$C_{D1} = \frac{24}{157.10} + \frac{3}{\sqrt{157.10}} + 0.34 = 0.7321 \quad (II.12)$$

Tabla II.15 Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre

Iteración	C _D [adim]	Vt [ft/s]	Re [adim]	C _D [adim]	Error
1	0.34	1.2413	157.10	0.7321	
2	0.7321	0.8459	107.06	0.8541	0.12199
3	0.8541	0.7832	99.12	0.8834	0.02935
4	0.8834	0.7701	97.46	0.8901	0.00668
5	0.8901	0.7672	97.10	0.8916	0.00150
6	0.8916	0.7665	97.01	0.8920	0.00034

El error es menor a 0.001 en la sexta iteración por lo que serán considerados estos valores para el ejemplo, en conclusión los valores finales son:

C_D = 0.8920	Re = 97.01	Vt = 0.7665
-------------------------------	-------------------	--------------------

2. Calcular el diámetro mínimo que satisfaga la capacidad de gas a través de la ecuación II.14.

$$d_{min}^2 = 5040 \left(\frac{8[MMPCED] * 0.84[adim] * (85 + 460)[°R]}{500 [psia]} \right) \dots$$

$$\dots \left[\left(\frac{2.07 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{53.03 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 2.07 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} \right) * \frac{0.8920}{150[\mu m]} \right]^{0.5} \quad (II.14)$$

$$d_{min}^2 = 573.25 [in^2] \rightarrow d_{min} = \sqrt{573.25} [in] = 23.94[in] \quad (II.14)$$

3. Calcular el diámetro mínimo que satisfaga el asentamiento de las partículas de agua, aplicando la ecuación II.24.

$$d_{min}^2 = 6690 \frac{6000[bpd] * 10[cp]}{0.2302[adim] * 500^2[\mu m]} = 6976.32 [in^2] \quad (II.24)$$



$$d_{min}^2 \rightarrow d_{min} = \sqrt{6976.32} [in] = 83.5 [in] \quad (II.24)$$

4. De los dos diámetros mínimos, escoger el más grande.

$$d_{min} (II.24) = 83.5 [in] > 23.94 [in] = d_{min} (II.14)$$

$$\therefore d_{min} = 83.5 [in]$$

5. Para uno o varios tiempos de retención requeridos realizar cálculos y combinaciones de valores de diámetro y la suma de las alturas.

$$h_o + h_w = \frac{8[min] * 6000[bpd] + 8[min] * 3500[bpd]}{0.12 * d^2[in^2]} = \frac{633333.333}{d^2} [in] \quad (II.25)$$

$$h_o + h_w = \frac{633333.333}{84^2[in^2]} = 89.8 [in]$$

Tabla II.16 Valores de la suma de las alturas para diferentes diámetros

d [in]	h _o + h _w [in]
84	89.8
87	83.7
90	78.2
93	73.2
96	68.7
99	64.6
102	60.9
105	57.4
108	54.3

6. Calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) con la ecuación II.26 para cada una de las combinaciones del diámetro “d” y la suma de las alturas “h” y la correspondiente relación de esbeltez:

$$L_{ss} = \frac{89.8[in] + 76}{12} = 13.8 [ft] \quad (II.26)$$

$$R. esbeltez = \frac{12 * 13.8}{84} = 2.0 [adim] \quad (II.17)$$



Tabla II.17 Valores de referencia para la selección final

d [in]	$h_o + h_w$ [in]	L_{ss} [ft]	R. esbeltez
84	89.8	13.8	2.0
87	83.7	13.3	1.8
90	78.2	12.8	1.7
93	73.2	12.4	1.6
96	68.7	12.1	1.5
99	64.6	11.7	1.4
102	60.9	11.4	1.3
105	57.4	11.1	1.3
108	54.3	10.9	1.2

7. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla y se selecciona un “d” y un “ L_{ss} ” que satisfaga la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 1.5 y 3).

Tabla II.18 Valores que cumplen los requisitos y pueden ser seleccionados

d [in]	$h_o + h_w$ [in]	L_{ss} [ft]	R. esbeltez
84	89.8	13.8	2.0
87	83.7	13.3	1.8
90	78.2	12.8	1.7
93	73.2	12.4	1.6



II.13 Dimensionamiento de un separador trifásico horizontal

Para el dimensionamiento de un separador trifásico horizontal, es necesario seguir el siguiente algoritmo:

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D , iniciar con un valor supuesto de 0.34.
2. Calcular la capacidad de gas a través de la ecuación II.18.
3. Calcular el máximo espesor de la cama de aceite con la siguiente ecuación:

$$(h_o)_{max} = 0.00128 \frac{tr_o \Delta\gamma dm^2}{\mu_o} \quad (II.27)$$

4. Calcular la relación de áreas que ocupan los líquidos de forma transversal.

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{q_w tr_w}{tr_o q_o + tr_w q_w} \quad (II.28)$$

5. De la Gráfica II.3 obtener un valor β a partir del cálculo de la relación entre áreas.
6. Calcular el diámetro máximo con la siguiente ecuación.

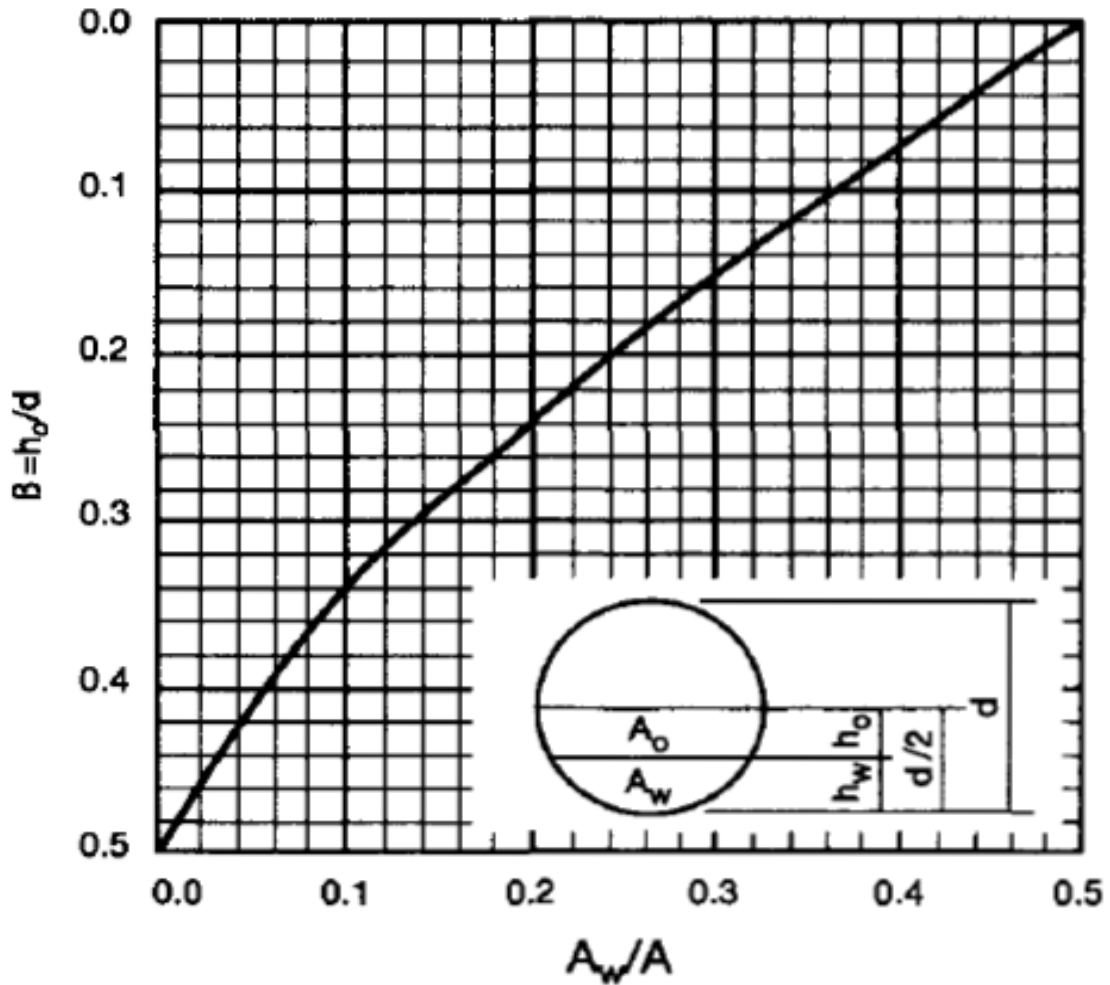
$$d_{max} = \frac{(h_o)_{max}}{\beta} ; \quad \beta = \frac{h_o}{d} \quad (II.29)$$

7. Calcular la capacidad de líquido con la siguiente fórmula:

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [q_w tr_w + q_o tr_o] \quad (II.30)$$

8. Calcular " L_{eff} " para varias combinaciones de diámetro " d " y posteriormente calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) con las siguientes ecuaciones II.28, adicionalmente calcular la relación de esbeltez.

$$L_{ss} = \frac{L_{eff}}{0.75} \quad \text{ó} \quad L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (II.31)$$



Gráfica II.3 Obtención del factor “ β ” por medio de la relación entre áreas

- Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla y se selecciona un “ d ” y un “ L_{ss} ” que satisfaga la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 5).

tr [min]	d [in]	L_{eff} [ft]	L_{ss} [ft]	R. esbeltez

La Figura II.26 muestra el diagrama de flujo para dimensionar un separador trifásico horizontal.

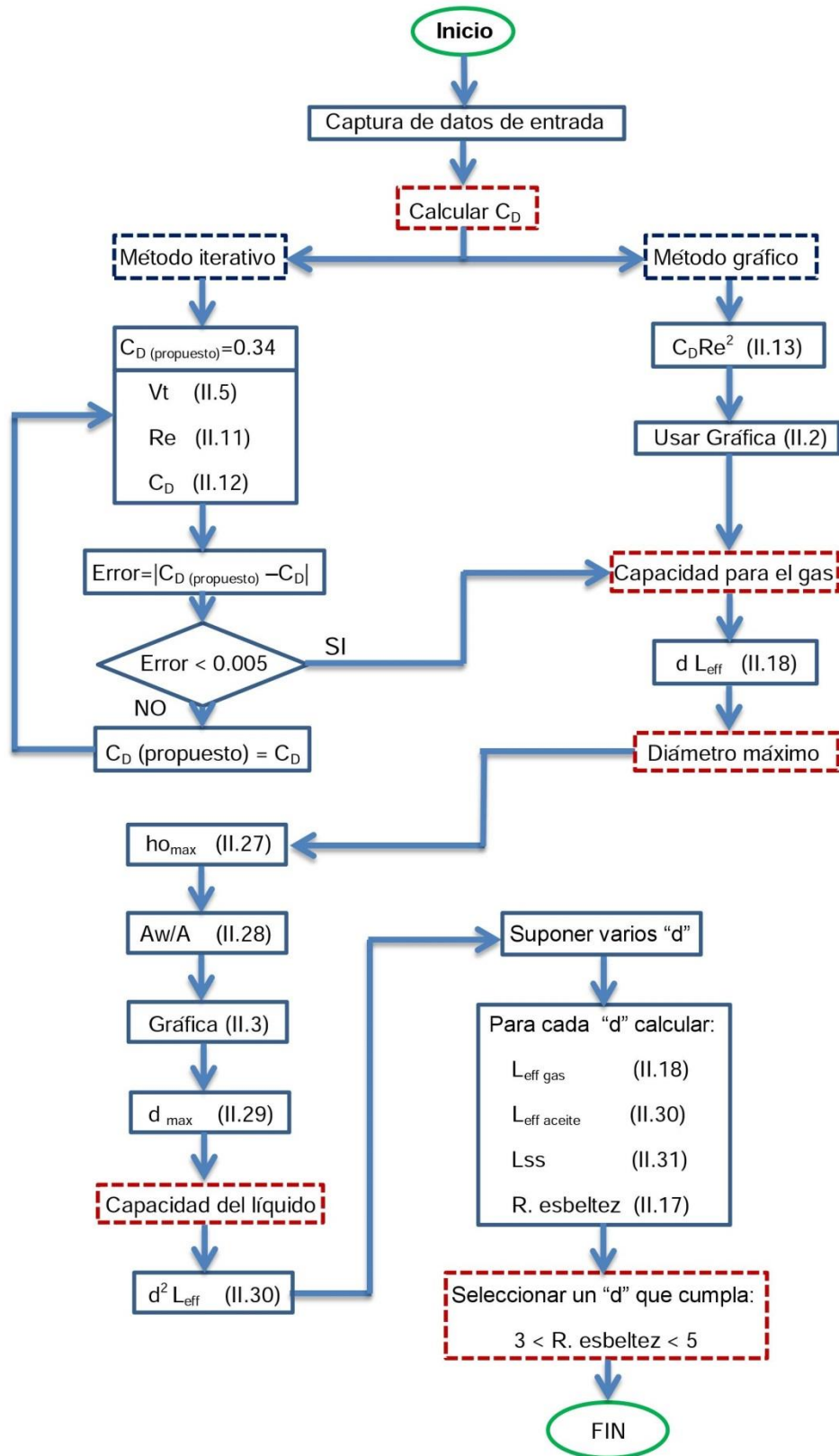


Figura II.26 Algoritmo para dimensionar un separador trifásico horizontal



Ejemplo de aplicación:

Un separador trifásico vertical es requerido para manejar una producción de gas de 9 [MMPCED] cuya gravedad específica es 0.65 [adim], a una presión operacional de 500 [psia] y una temperatura operacional de 80 [°F]. El flujo de aceite esperado es de 4 000 [bpd] con una densidad de 37 °API y una viscosidad de 11 [cp], el flujo de agua esperado es de 2000 [bpd] con una gravedad de 1.07 [adim]. La viscosidad del gas de 0.012 [cp] y tiene un factor de compresibilidad de 0.92 [adim]. Considerar una densidad del aceite de 52.40 [lb/ft³], una densidad del gas de 1.77 [lb/ft³], un diámetro de la gota para el aceite de 150 [micrones] y para el agua de 500 [μm] y un tiempo de residencia para ambos líquidos de 9 [min].

Solución:

q_g	9	MMPCED	q_w	2000	bpd
q_o	4000	bpd	Y_g	0.65	adimensional
P_{op}	500	psia	Y_w	1.07	adimensional
T_{op}	80	°F	API	37	°API
dm	150	μm	dm_w	500	micrones
ρ_o	52.40	lb/ft ³	tr_o	9	min
ρ_g	1.77	lb/ft ³	tr_w	9	min
μ_o	11	cp	μ_g	0.012	cp
Z	0.92	adim			

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D .

Del procedimiento mostrado en el capítulo II.7 calculamos y tabulamos los valores de C_D , estos valores son mostrados a continuación:

$$Vt_1 = 0.0119 \left[\frac{52.40 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 1.77 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{1.77 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{150[\mu m]}{0.34} \right]^{0.5} = 1.3376 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_1 = 0.0049 * \frac{1.77 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 150[\mu m] * 1.3376 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.012[cp]} = 144.85 \quad (II.11)$$

$$C_{D1} = \frac{24}{144.85} + \frac{3}{\sqrt{144.85}} + 0.34 = 0.7549 \quad (II.12)$$

Tabla II.19 Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre

Iteración	C _D [adim]	Vt [ft/s]	Re [adim]	C _D [adim]	Error
1	0.34	1.3376	144.85	0.7549	
2	0.7549	0.8976	97.21	0.8912	0.13622
3	0.8912	0.8262	89.47	0.9254	0.03423
4	0.9254	0.8108	87.80	0.9335	0.00811
5	0.9335	0.8072	87.42	0.9354	0.00189
6	0.9354	0.8064	87.33	0.9358	0.00044

El error es menor a 0.0005 en la sexta iteración por lo que serán considerados estos valores para el ejemplo, en conclusión los valores finales son:

C_D = 0.9358	Re = 97.01	Vt = 0.7665
-------------------------------	-------------------	--------------------

2. Calcular la capacidad de gas con la ecuación II.18.

$$d L_{eff} = 420 \left(\frac{9[MMPCED] * 0.92[adim] * (80 + 460)[^{\circ}R]}{500[psia]} \right) \dots$$

$$\dots \left[\left(\frac{1.77 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{52.40 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 1.77 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} \right) * \frac{0.9358}{150[\mu m]} \right]^{0.5} = 55.44 [in ft] \quad (II.18)$$

3. Calcula el máximo espesor de la cama de aceite con la siguiente ecuación:

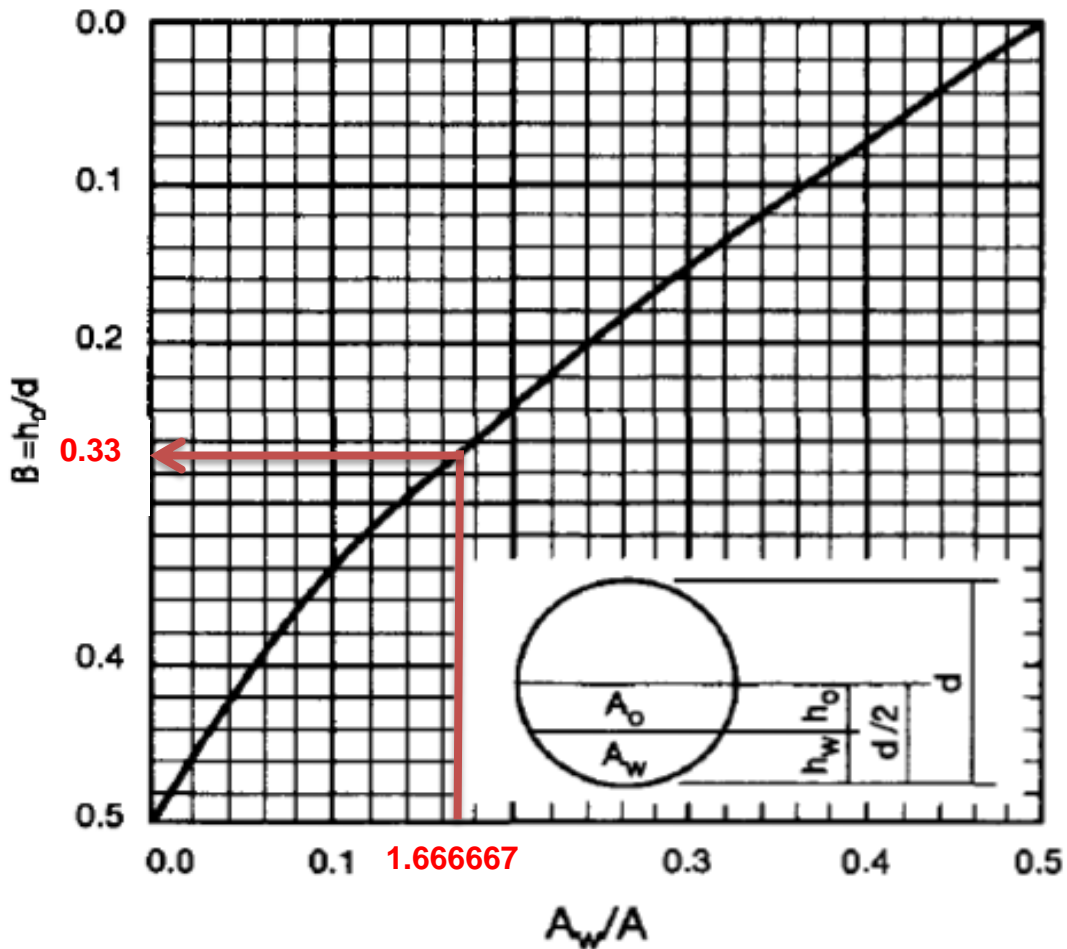
$$(h_o)_{max} = 0.00128 \frac{9[min] * 0.2302[adim] * 500^2[\mu m]}{11[cp]} = 60.28 [in] \quad (II.27)$$

4. Calcular la relación de áreas que ocupan los líquidos de forma transversal.

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \frac{2000[bpd] * 9[min]}{9[min] * 4000[bpd] + 9[min] * 2000[bpd]} = 0.16666667 \quad (II.28)$$



5. De la Gráfica II.3 obtener un valor β a partir del cálculo de la relación entre áreas.



$$\beta = \frac{h_o}{d} = 0.33 \quad (\text{Gráfica II.3})$$

6. Calcular el diámetro máximo con la siguiente ecuación.

$$d_{max} = \frac{60.28 [in]}{0.33} = 182.7 [in] \quad (II.29)$$

7. Calcular la capacidad de líquido con la siguiente fórmula:

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [2000 [bpd] * 9 [min] + 4000 [bpd] * 9 [min]] \quad (II.30)$$

$$d^2 L_{eff} = 76\,680 [in^2 ft]$$



8. Calcular “ L_{eff} ” para varias combinaciones de diámetro “ d ” y posteriormente calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) con la ecuación II.31, adicionalmente calcular la relación de esbeltez (ecuación II.17).

$$Gas \rightarrow L_{eff} = \frac{55.44}{d} [ft] \quad Aciete \rightarrow L_{eff} = \frac{76680}{d^2} [ft]$$

$$L_{eff} = \frac{55.44}{60[in]} = 0.9[ft] \quad L_{eff} = \frac{76680}{60^2[in^2]} = 21.3 \quad L_{ss} = \frac{21.3[ft]}{0.75} = 28.4 [ft]$$

Tabla II.20 Valores de referencia para la selección final

d [in]	L_{eff} [ft] gas	L_{eff} [ft] aceite	L_{ss} [ft]	R. esbeltez
60	0.9	21.3	28.4	5.7
66	0.8	17.6	23.5	4.3
72	0.8	14.8	19.7	3.3
78	0.7	12.6	16.8	2.6
84	0.7	10.9	14.5	2.1
90	0.6	9.5	12.6	1.7
96	0.6	8.3	11.1	1.4
102	0.5	7.4	9.8	1.2
108	0.5	6.6	8.8	1.0

9. Selecciona un “ d ” y un “ L_{ss} ” que satisfaga la capacidad de gas, el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 5).

Tabla II.21 Valores que cumplen con los requisitos de selección

d [in]	L_{eff} [ft] gas	L_{eff} [ft] aceite	L_{ss} [ft]	R. esbeltez
66	0.8	17.6	23.5	4.3
72	0.8	14.8	19.7	3.3



II.14 Dimensionamiento de un separador bifásico horizontal con una altura de líquido diferente de 0.5

Para el dimensionamiento de un separador bifásico horizontal, es necesario seguir el siguiente algoritmo:

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D iniciar con un valor de 0.34.
2. Calcular la capacidad de gas a través de las siguiente ecuaciones:

$$d L_{eff} = 420 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} \right) \left(\frac{q_g Z T}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \frac{C_D}{d_m} \right]^{0.5} \quad [in \ ft] \quad (II.32)$$

$$\alpha = \frac{1}{\pi} \cos^{-1}(1 - 2\beta) - \frac{2}{\pi} (1 - 2\beta)(\beta - \beta^2)^{0.5} \quad [adim] \quad (II.33)$$

3. Realizar cálculos y combinaciones de valores de “d” (mayores al d_{min} calculado para el gas) y “ L_{eff} ”. Adicionalmente, calcular y tabular diferentes L_{ss} con la ecuación (II.19).
4. Para uno o varios tiempos de retención requeridos, calcular el valor de $d^2 L_{eff}$ y efectuar combinaciones de valores de “d” y “ L_{eff} ” con la ecuación (II.21). Adicionalmente calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) y la relación de esbeltez (II.17).

$$d^2 L_{eff} = \frac{tr * q_L}{1.4 * \alpha} \quad [in^2 \ ft] \quad (II.34)$$

5. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla y se selecciona un “d” y un “ L_{ss} ” que satisfaga la capacidad de gas, capacidad del aceite el tiempo de retención requerido y la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 4).

tr [min]	d [in]	L_{eff} [ft] gas	L_{eff} [ft] aceite	L_{ss} [ft]	R. esbeltez

La Figura II.27 muestra un diagrama de flujo para el dimensionamiento de un separador bifásico horizontal con una altura de líquido diferente de 0.5.

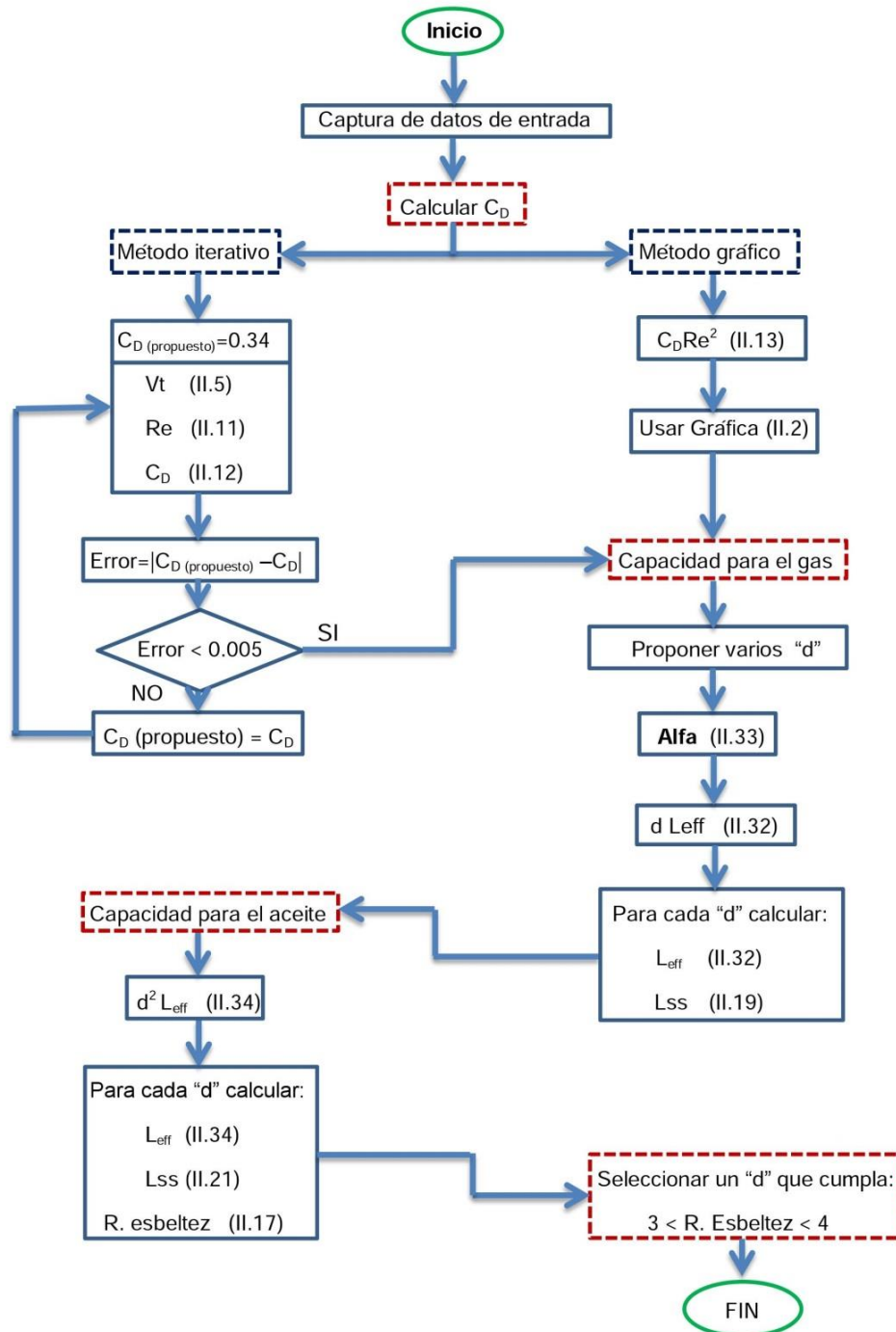


Figura II.27 Diagrama de flujo para el dimensionamiento de un separador bifásico horizontal con una altura de líquido diferente de 0.5

Ejemplo de aplicación:

Un separador gravitacional horizontal es requerido para manejar 40 [MMPCED] de gravedad específica 0.6 a una presión operacional de 1,000 [psia] y una temperatura operacional de 60 [°F]. El flujo de líquido esperado es de 2,000 [bpd], de 40 °API y una viscosidad del gas de 0.013 [cp] y un factor de compresibilidad de 0.84. Considerar una densidad del líquido de 51.49 [lb/ft³], una densidad del gas de 3.71 [lb/ft³], un diámetro de la gota de 100 [micrones] y un tiempo de residencia de 1 [min]. La altura del líquido dentro del separador es de un 0.4.

Solución:

q_g	40	MMPCED	API	40	°API
Y_g	0.6	adimensional	μ_g	0.013	cp
P_{op}	1000	psia	Z	0.84	adimensional
T_{op}	60	°F	ρ_g	3.71	lb/ft ³
dm	100	μm	ρ_o	51.49	lb/ft ³
q_o	2000	bpd	tr	1	min
β	0.4	adim			

1. Calcular el coeficiente de arrastre C_D (método iterativo).

Primera iteración: C_{D1} (propuesto) = 0.34 [adim]

$$Vt_1 = 0.0119 \left[\frac{51.49 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{100[\mu m]}{0.34} \right]^{0.5} = 0.7325 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_1 = 0.0049 * \frac{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 100[\mu m] * 0.7325 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.013[cp]} = 102.40 \quad (II.11)$$

$$C_{D1} = \frac{24}{102.40} + \frac{3}{\sqrt{102.40}} + 0.34 = 0.8709 \quad (II.12)$$

Segunda iteración: $C_{D1} = C_{D2}$ (propuesto) = 0.8709 [adim]

$$V_{t_2} = 0.0119 \left[\frac{51.48 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{100[\mu m]}{0.8709} \right]^{0.5} = 0.4577 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_2 = 0.0049 * \frac{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 100[\mu m] * 0.4577 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.013[cp]} = 63.98 \quad (II.11)$$

$$C_{D_2} = \frac{24}{63.98} + \frac{3}{\sqrt{63.98}} + 0.34 = 1.0902 \quad (II.12)$$

Tercera iteración: $C_{D2} = C_{D3}$ (propuesto) = 1.0902 [adim]

$$V_{t_3} = 0.0119 \left[\frac{51.48 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} * \frac{100[\mu m]}{1.0902} \right]^{0.5} = 0.4090 \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (II.5)$$

$$Re_3 = 0.0049 * \frac{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 100[\mu m] * 0.4090 \left[\frac{ft}{s} \right]}{0.013[cp]} = 57.18 \quad (II.11)$$

$$C_{D_3} = \frac{24}{57.18} + \frac{3}{\sqrt{57.18}} + 0.34 = 0.7595 \quad (II.12)$$

La Tabla II.10 contiene los valores obtenidos de las variables calculadas anteriormente y los valores que fueron calculados posteriormente en nuevas iteraciones.

Tabla II.22 Valores de cada iteración en el cálculo del coeficiente de arrastre

Iteración	C_D (propuesto)	Vt [ft/s]	Re [adim]	Cd [adim]	Error
1	0.3400	0.7325	102.40	0.8709	
2	0.8709	0.4577	63.98	1.0902	0.21932
3	1.0902	0.4091	57.18	1.1564	0.06625
4	1.1564	0.3972	55.52	1.1749	0.01846
5	1.1749	0.3940	55.08	1.1799	0.00503
6	1.1799	0.3932	54.97	1.1813	0.00136

El error es menor a 0.002 en la sexta iteración por lo que serán considerados estos valores para el ejemplo, en conclusión los valores finales son:

$C_D = 1.1813$	$Re = 54.97$	$V_t = 0.3932 \text{ [ft/s]}$
----------------	--------------	-------------------------------

2. Calcular la capacidad de gas.

$$\alpha = \frac{1}{\pi} \cos^{-1}(1 - 2 * 0.4) - \frac{2}{\pi} (1 - 2 * 0.4)(0.4 - 0.4^2)^{0.5} = 0.3735 \quad (II.33)$$

$$dL_{eff} = 420 \left(\frac{1 - 0.4}{1 - 0.3735} \right) \left(\frac{40[MMPCED] * 0.84 * (60 + 460)[^{\circ}R]}{1000 \text{ [psia]}} \right) \dots$$

$$\dots \left[\left(\frac{3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{51.48 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] - 3.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} \right) * \frac{1.1813}{100[\mu m]} \right]^{0.5} = 212.83 \text{ [in ft]} \quad (II.32)$$

3. Realizar cálculos y combinaciones de valores de “d” y “L_{eff}”.

Adicionalmente, calcular y tabular diferentes L_{ss} (ecuación II.19).

$$L_{eff} = \frac{dL_{eff}}{d} \rightarrow L_{eff} = \frac{212.83 \text{ [in ft]}}{16 \text{ [in]}} = 13.30 \text{ [ft]} \quad (II.33)$$

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \rightarrow L_{ss} = 13.30 \text{ [ft]} + \frac{16 \text{ [in]}}{12} = 14.64 \text{ [ft]} \quad (II.19)$$

Tabla II.23 Valores de referencia para la capacidad de gas

d [in]	L _{eff} [ft]	L _{ss} [ft]
16	13.30	14.64
18	11.82	13.32
20	10.64	12.31
22	9.67	11.51
24	8.87	10.87
26	8.19	10.35

4. Calcular d²L_{eff} y efectuar combinaciones de valores de “d” y “L_{eff}” con la ecuación (II.34). Adicionalmente calcular la longitud costura-costura (L_{ss}) con la ecuación (II.21) y la relación de esbeltez (II.17).



$$d^2 L_{eff} = \frac{1[\text{min}] * 2000[\text{bpd}]}{1.4 * 0.3735} = 3824.52 \rightarrow L_{eff} = \frac{3824.52}{d^2 [\text{in}^2]} \text{ [ft]} \quad (II.34)$$

$$L_{eff} = \frac{3824.52}{16^2} = 14.94 \text{ [ft]} \quad (II.34) \quad L_{ss} = \frac{4}{3} * 14.94 = 19.92 \text{ [ft]} \quad (II.21)$$

Tabla II.24 Valores de referencia para la capacidad de aceite

tr [min]	d [in]	L _{eff} [ft] aceite	L _{ss} [ft]	R. esbeltez
1	16	14.94	19.92	14.94
	18	11.80	15.74	10.49
	20	9.56	12.75	7.65
	22	7.90	10.54	5.75
	24	6.64	8.85	4.43
	26	5.66	7.54	3.48

Tabla II.25 Valores de referencia para la capacidad de aceite y gas

tr [min]	d [in]	L _{eff} [ft] gas	L _{eff} [ft] aceite	L _{ss} [ft]	R. esbeltez
1	16	13.30	14.94	19.92	14.94
	18	11.82	11.80	15.74	10.49
	20	10.64	9.56	12.75	7.65
	22	9.67	7.90	10.54	5.75
	24	8.87	6.64	8.85	4.43
	26	8.19	5.66	7.54	3.48

5. Selecciona un “d” y un “L_{ss}” que satisfaga la relación de esbeltez óptima (entre 3 y 4).

Tabla II.26 Valor que cumple los requisitos y puede ser seleccionado

tr [min]	d [in]	L _{eff} [ft] gas	L _{eff} [ft] aceite	L _{ss} [ft]	R. esbeltez
1	26	8.19	5.66	7.54	3.48



II.15 Separación por etapas en superficie

La separación por etapas en superficie es la operación en la cual se hace pasar un flujo de hidrocarburos a través de uno o más separadores que están en serie, antes de ser confinados en un tanque de almacenamiento. El objetivo de la separación por etapas es maximizar la recuperación de líquido de hidrocarburos y brindar una estabilización máxima a las fases resultantes (líquido y gas) que salen del separador final.

El primer separador se llama separador de primera etapa, el segundo, de segunda etapa y los demás separadores se denominan de acuerdo con su posición en la serie, mientras que al tanque de almacenamiento se le considerará: última etapa. La Figura II.28 esquematiza el proceso de separación de dos y tres etapas en superficie.

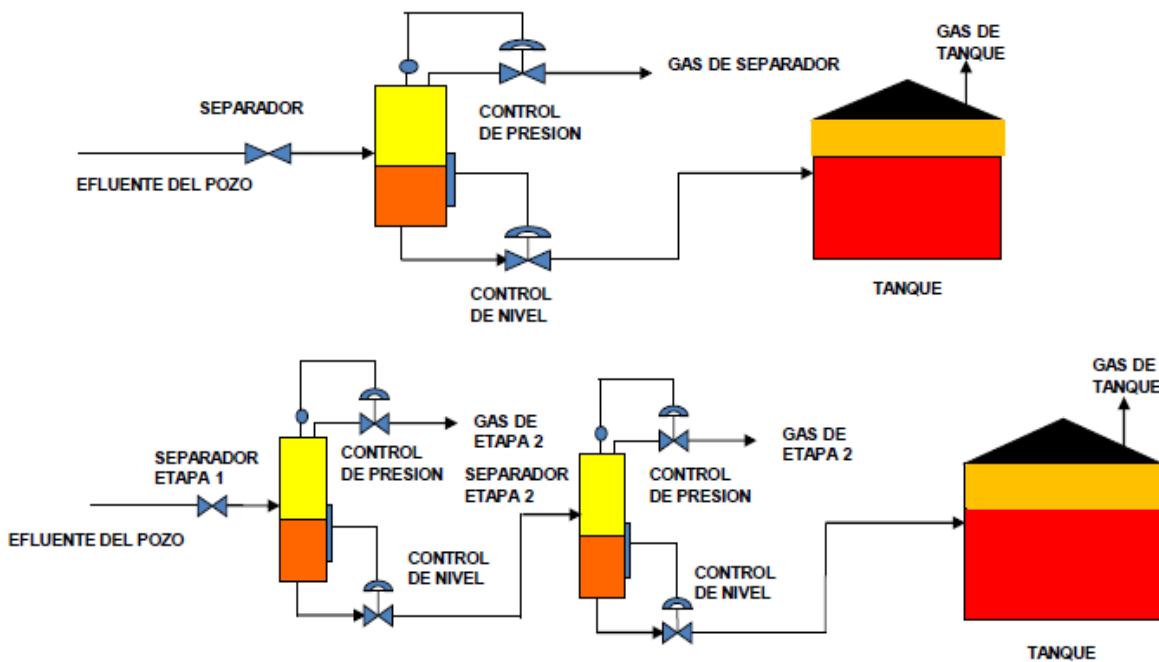


Figura II.28 Separación de dos y tres etapas en superficie

Las presiones operativas se reducen en secuencia de modo tal que la presión más elevada queda en el primer separador y la más baja, en el separador final.

El algoritmo correspondiente a la separación por etapas en superficie se describe a continuación.

1. Calcular la fracción mol de cada componente.

$$Z_i = \frac{\%mol \text{ de cada componente}}{100} \quad [adim] \quad (II.35)$$

2. Obtener los valores de las constantes de equilibrio “ K_i ” a la presión y temperatura, por método analítico (existen varios autores) o por método gráfico, con las Gráficas II.7 a II.16 las cuales están localizadas en el apéndice.
3. En el caso de la constante de equilibrio “ K_i ” del compuesto CO_2 , esta se obtiene con la ecuación.

$$K_{CO_2} = (K_{C_1} * K_{C_2})^{0.5} \quad [adim] \quad (II.36)$$

4. Obtener la composición de líquido en la etapa de separación suponiendo un valor de “ $\tilde{\eta}_g$ ” hasta que la suma de las fracciones mol de líquido sea igual a uno.

$$\sum_j x_j = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{1 + \tilde{\eta}_g(K_i - 1)} = 1 \quad (II.37)$$

5. Una vez cumplida la condición de la ecuación II.37, se calcula la fracción de líquido “ $\tilde{\eta}_L$ ” presente en la etapa.

$$\tilde{\eta}_L = 1 - \tilde{\eta}_g \quad [adim] \quad (II.38)$$

6. Cálculo de la composición de gas en la etapa de separación.

$$Y_i = K_i * X_i \quad [adim] \quad (II.39)$$

7. Cálculo de la masa de cada componente del gas y la masa total.

$$M_i = y_i * PM_i \quad [lb] \quad (II.40)$$

$$M_T = \sum_{i=1}^n M_i \quad [lb] \quad (II.41)$$

8. Cálculo de la densidad relativa del gas en cada etapa.

$$\gamma_g = \frac{M_T}{29} \quad [adim] \quad (II.42)$$

9. La composición de líquido resultante al final de la etapa de separación correspondiente, es ahora la composición de entrada en la siguiente etapa.

$$\text{Etapa Nueva } Z_i = X_i \text{ Etapa Anterior} \quad (II.43)$$

10. Repetir los pasos 2 – 9 hasta la última etapa de separación.

11. Calcular la masa total a condiciones de yacimiento utilizando la composición original (Z) de la primera etapa.

$$M_{T@P,T} = \sum Z_{C_i} PM_{C_i} \quad (II.44)$$

12. Calcular la masa total del líquido (x_j) a condiciones estándar de la última etapa.

$$M_{T@c.e.} = \sum x_{C_i} PM_{C_i} \quad (II.45)$$

13. Cálculo de las fracciones peso del metano y etano contenidos en el líquido para la primera etapa con la composición original (Z_j), y para la última etapa de separación con la composición del líquido remanente (x_j).

$$W_1 = \frac{M_{C_1}}{M_T} * 100 \quad [wt\%] \quad (II.46)$$

$$W_2 = \frac{M_{C_2} + M_{N_2}}{M_T - M_{C_1} - M_{CO_2}} * 100 \quad [wt\%] \quad (II.47)$$

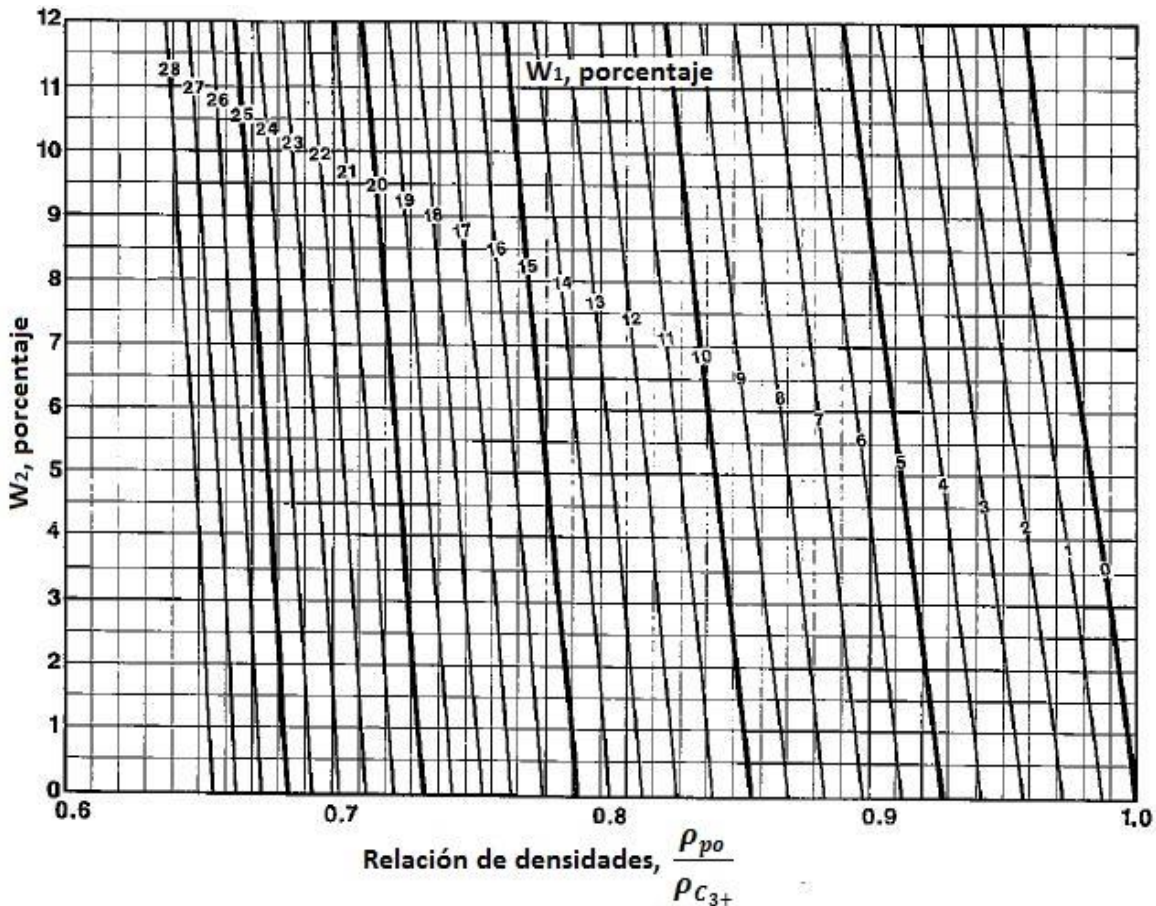
14. Calcular la densidad del “propano plus” para la primera etapa con la composición de la composición original (Z_j), y para la última etapa de separación con la composición del líquido remanente (x_c).

$$\text{Primera etapa } \rho_{C_{3+}@c.e.} = \frac{M_{C_{3+}}}{V_{C_{3+}}} = \frac{\sum_{i=3}^j Z_{C_i} PM_{C_i}}{\sum_{i=3}^j \frac{Z_{C_i} PM_{C_i}}{\rho_{C_i}}} \left[\frac{lb}{ft^3} \right] \quad (II.48)$$



$$\text{Ultima etapa} \quad \rho_{C_{3+}@c.e.} = \frac{M_{C_{3+}}}{V_{C_{3+}}} = \frac{\sum_{i=3}^j X_{C_i} PM_{C_i} \left[\frac{lb}{ft^3} \right]}{\sum_{i=3}^j \frac{X_{C_i} PM_{C_i}}{\rho_{C_i}}} \quad (II.49)$$

15. Obtener la relación de densidades de la Gráfica II.4 para la primera y última etapa de separación.



Grafica II.4 Fracciones peso de metano y etano, en función de la relación de densidades

16. Cálculo de la densidad del pseudolíquido para la primera y última etapa.

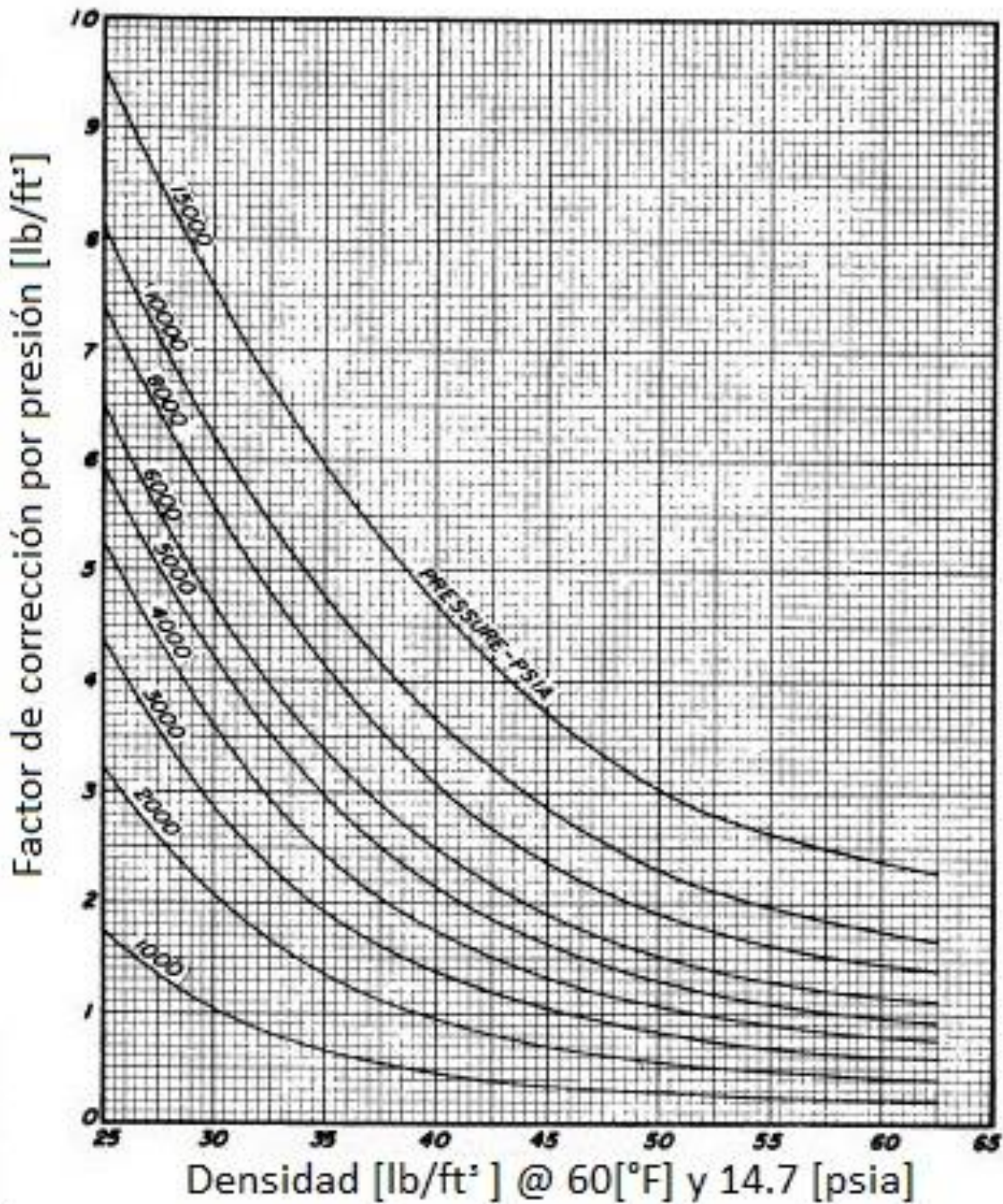
$$\rho_{\text{pseudolíquido}@c.e.} = \rho_{C_{3+}@c.e.} * \frac{\rho_{po}}{\rho_{C_{3+}}} \left[\frac{lb}{ft^3} \right] \quad (II.50)$$

17. Para la densidad del pseudolíquido de la primera etapa, se utilizan dos ajustes para convertirla a condiciones de yacimiento.



17.1 Primeramente obtener de la Gráfica II.5 el “parámetro de ajuste de presión” para la densidad del aceite a condiciones de yacimiento.

$$\rho_o \text{ ajustada a } P_{yac.} = \rho_{pseudoliquido@c.e.} + \text{parámetro de ajuste por } P \quad (II.51)$$

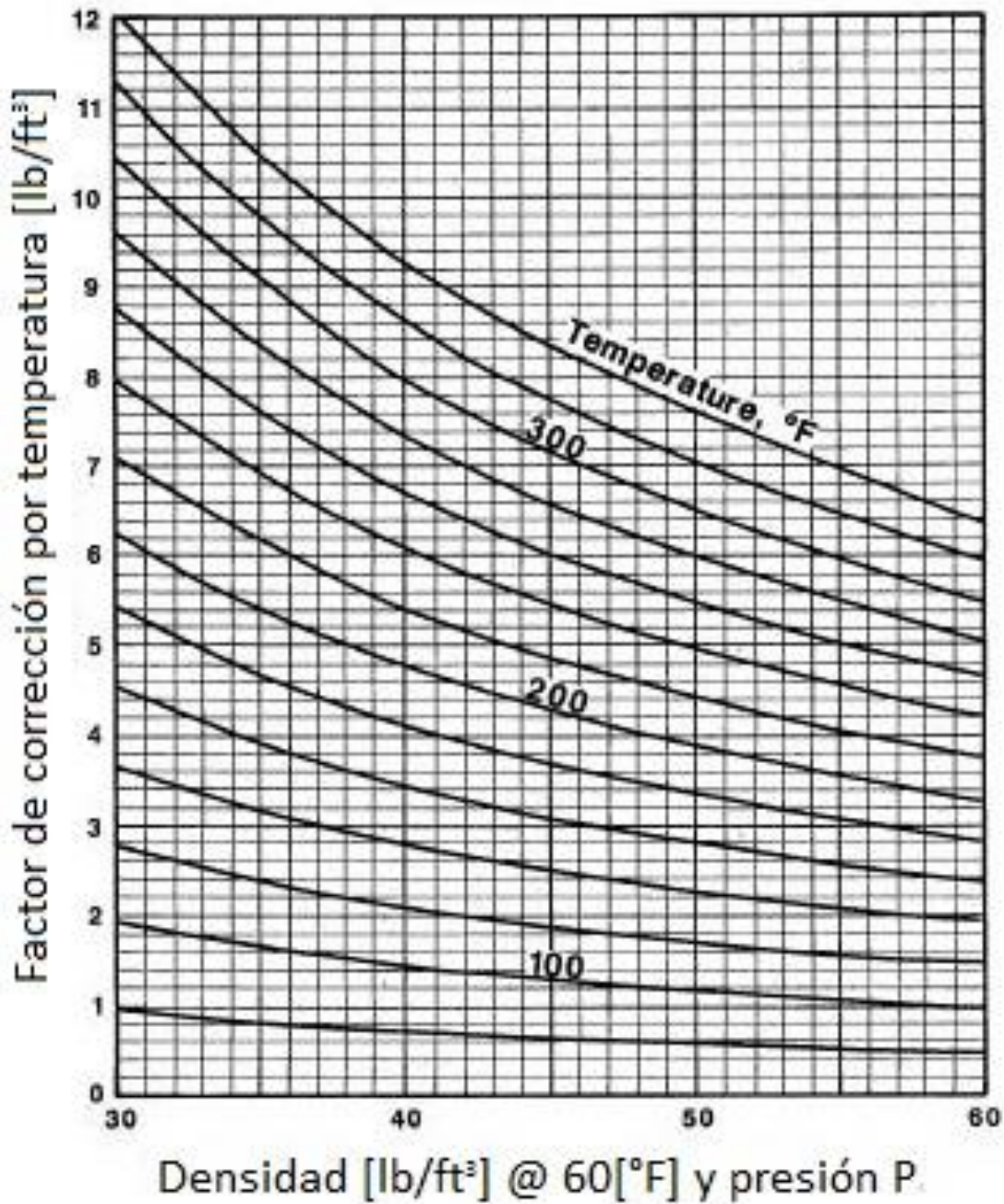


Gráfica II.5 Factor de corrección por presión



17.2 Obtener de la Gráfica II.6 el “parámetro de ajuste de temperatura” para la densidad del aceite a condiciones de yacimiento.

$$\rho_o \text{ ajustada a } P \text{ y } T_{\text{yac.}} = \rho_o \text{ ajustada a } P_{\text{yac.}} - \text{parámetro de ajuste por } T \text{ (II.52)}$$



Gráfica II.6 Factor de corrección por temperatura

18. Cálculo de la relación gas-aceite (RGA) para diferentes etapas de separación.

$$\text{Primera etapa} \quad R_{sp_1} = \frac{2138 * \tilde{\eta}_{g1} * \rho_{STO}}{\tilde{\eta}_{L1} * \tilde{\eta}_{L2} * M_{STO}} \quad (II.53)$$

$$\text{Segunda etapa} \quad R_{sp_2} = \frac{2138 * \tilde{\eta}_{g1} * \tilde{\eta}_{g2} * \rho_{STO}}{\tilde{\eta}_{L1} * \tilde{\eta}_{L2} * \tilde{\eta}_{L3} * M_{STO}} \quad (II.54)$$

$$\text{Ene etapa} \quad R_{sp_n} = \frac{2138 * \prod_i^j n_{g_i} * \rho_{STO}}{M_{STO} * \prod_j^i n_{g_i}} \quad (II.55)$$

$$\text{Ultima etapa} \quad R_{sp_T} = \frac{2138 * \tilde{\eta}_{g3} * \rho_{STO}}{\tilde{\eta}_{L3} * M_{STO}} \quad (II.56)$$

19. Calcular la relación gas-aceite (RGA) del sistema

$$RGA = R_{sp_1} + R_{sp_2} + \dots + R_{sp_n} + R_{sp_T} \quad (II.57)$$

20. Cálculo de la densidad relativa del aceite para la última etapa de separación.

$$\gamma_o = \frac{\rho_{pseudoliquido@c.e.}}{62.4} \quad (II.58)$$

21. Cálculo del factor volumen en la última etapa de separación.

$$B_o = \frac{M_{T@P,T} * \rho_{pseudoliquido@c.e.}}{M_{T@c.e.} * \rho_o \text{ ajustada a } P_{yT} \text{ yac.} * \tilde{\eta}_{L1} * \tilde{\eta}_{L2} * \dots * \tilde{\eta}_{L_n}} \quad (II.59)$$

La Figura II.29 muestra un diagrama de flujo para la separación por etapas en superficie.

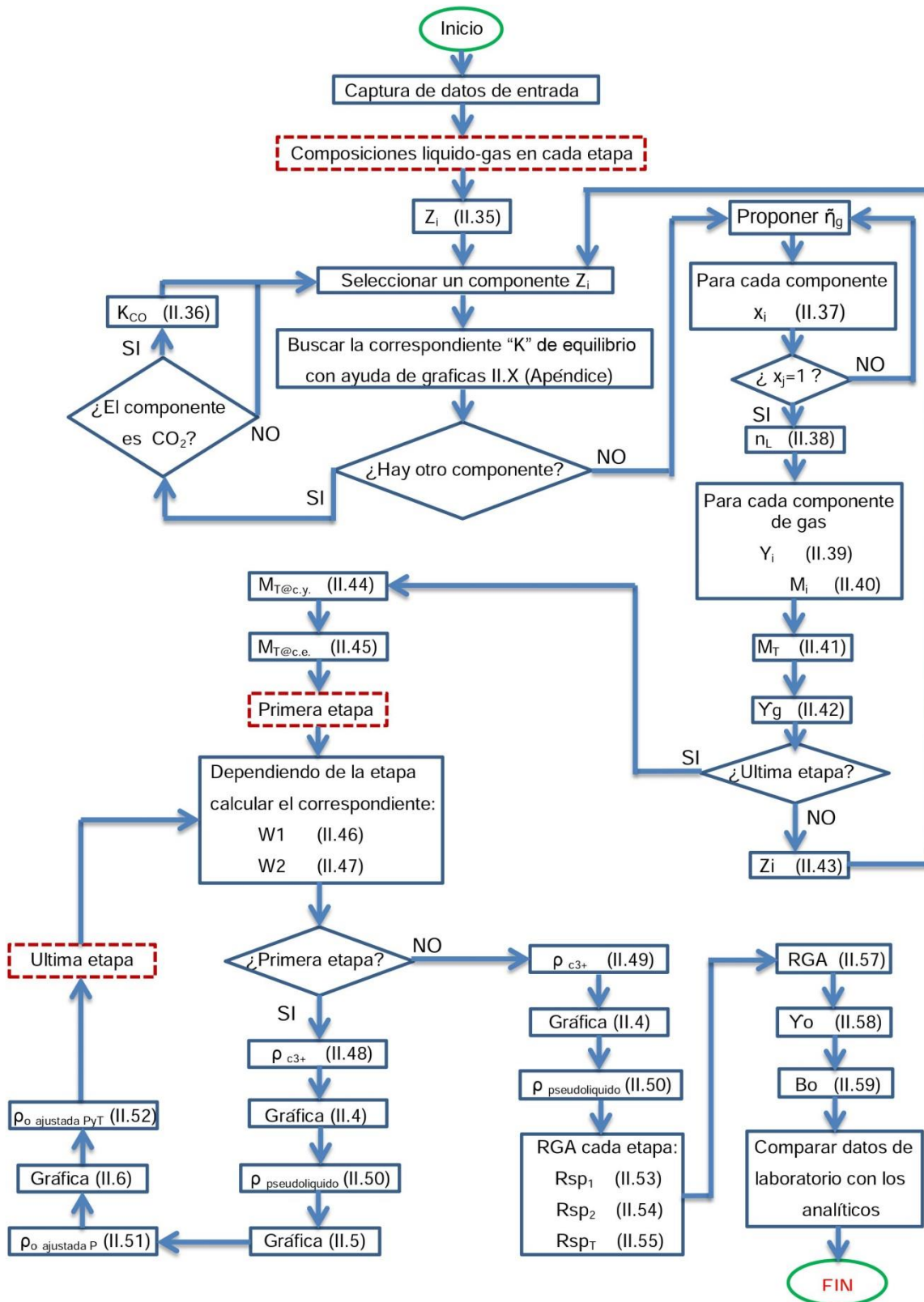


Figura II.29 Diagrama de flujo para la separación por etapas en superficie



Ejemplo de aplicación:

La producción actual del campo es recolectada y enviada a la batería de separación, la cual tiene tres etapas de separación. El tipo de fluido que llega a la batería de separación es un aceite con densidad de 38°API, con un gasto de 5400 [bpd], con un corte de agua del 0% y una RGA de 986 [ft³/bls]. El laboratorio reporta un factor de volumen de 1.604 y densidad a condiciones de yacimiento de 41.310 [lb/ft³], una densidad relativa del gas de 0.986 [adim] en la primera etapa, 1.257 [adim] en la segunda etapa, y 1.557 [adim] en la última etapa.

La siguiente tabla muestra datos de las presiones y temperaturas de cada etapa de separación en superficie:

Etapa	Presión [psia]	Temperatura [°F]
Primera	264.70	160
Segunda	64.70	148
Ultima	14.70	140

El laboratorio reportó la presión y temperatura del yacimiento, también la composición original de los fluidos provenientes de este y los datos del C₇₊:

Comp.	Presión [psia]	Datos del C ₇₊	
N ₂	0.25	PM [lb/lb-mol]	219
CO ₂	8.91	Densidad relativa	0.85
H ₂ S	9.14	Datos del yacimiento	
CH ₄	25.15		
C ₂ H ₆	8.17	Presión	2361 psia
C ₃ H ₈	5.74	Temperatura	225 °F
i-C ₄ H ₁₀	1.14		
n-C ₄ H ₁₀	4.03		
i-C ₅ H ₁₂	1.34		
n-C ₅ H ₁₂	1.94		
C ₆ H ₁₄	2.40		
C ₇₊	31.79		



Calcular el factor volumen del aceite, la relación gas-aceite, la densidad del aceite a condiciones de yacimiento, los grados API del aceite y la densidad del gas relativa en cada etapa. Finalmente comparar resultados con los reportados del laboratorio.

Solución:

Los pasos 2 a 9 están representados en la Tabla II.27 para la primera etapa de separación, posteriormente estos pasos deben repetirse para cada etapa de separación (Tabla II.28 y Tabla II.29). En estas tablas puede observarse la fracción líquido (n_L) y la fracción gas (n_g) con sus respectivas fracciones de cada componente a la salida del separador. Cabe mencionar que la densidad específica es calculada a en cada etapa a partir de las fracciones de gas de cada componente.

De los pasos 11 a 18 se obtienen las propiedades del pseudolíquido utilizando la gráfica II.4 para este fin, el objetivo es obtener las características del pseudolíquido a condiciones de yacimiento (primera etapa) y a condiciones estándar (última etapa). Las gráficas II.5 y II.6 son utilizadas como correcciones para la densidad del pseudolíquido (primera etapa) a condiciones estándar para que sea considerada a condiciones de yacimiento. Las Tablas II.30 y II.32 representan los cálculos para la última etapa mientras que las Tablas II.33, II.34 y II.35 representan los cálculos para la primera etapa.

Subsecuentemente se desarrollan los pasos 19 a 22 para la determinación de la RGA (Tabla II.31), la densidad específica del aceite (Tabla II.31) y el factor volumen del aceite (Tabla II.35), el cual utiliza como datos obtenidos en los pasos 5, 11, 14, 16 y 18.

Finalmente se calcula de desviación de los datos calculados con los proporcionados por el laboratorio.

Tabla II.27 Resumen de cálculos en la primera etapa de separación

Componente	Fracción mol Z_i	Factor K @ P=264.7 Psia y T=160°F	Composición de líquido en la 1ra. etapa de separación $x_i = z_i / (1 + \bar{\pi}_g (K_i - 1))$	Composición de gas en la 1ra. etapa de separación $y_i = K_i * x_i$	Peso Molecular (lb/lbmol)	Masa de gas (M) (lbm)	Densidad relativa del gas en la 1ra etapa de separ. (lb/ft ³) $\gamma_g = \frac{M}{29}$	
N ₂	0.0025	8.0	0.00053	0.004	28.0	0.118	$\gamma_g = \frac{M}{29}$	
CO ₂	0.0891	7.5	0.020	0.150	44.0	6.595		
H ₂ S	0.0914	2.9	0.045	0.132	34.1	4.489		
CH ₄	0.2515	15.0	0.030	0.446	16.0	7.156		
C ₂ H ₆	0.0817	3.8	0.033	0.125	30.1	3.747		
C ₃ H ₈	0.0574	1.6	0.043	0.070	44.1	3.069		
i-C ₄ H ₁₀	0.0114	1.0	0.011	0.011	58.1	0.663		
n-C ₄ H ₁₀	0.0403	0.8	0.046	0.036	58.1	2.070		
i-C ₅ H ₁₂	0.0134	0.6	0.017	0.010	72.2	0.737		
n-C ₅ H ₁₂	0.0194	0.3	0.031	0.009	72.2	0.670		
C ₆ H ₁₄	0.024	0.1	0.045	0.005	86.2	0.467		
C ₇₊	0.3179	0.003	0.678	0.0020	219.0	0.445		
Total	1.0000		1.0000	1.0000		30.2258		1.0423



Tabla II.28 Resumen de cálculos en la segunda etapa de separación

Componente	Fración mol Z_i	Factor K @ P= 64.7 Psia y T=148°F	Composición de líquido en la 2da. etapa de separación $x_j = z_j / (1 + \bar{n}_g (K_j - 1))$	Composición de gas en la 2da. etapa de separación $y_j = K_j * x_j$	Peso Molecular (lb/lbmol)	Masa de gas (M) (lbm)	Densidad relativa del gas en la 2da etapa de separ. (lb/ft ³) $\gamma_g = \frac{M}{29}$
Valores obtenidos de gráficas							
N ₂	0.00053	32.0	0.0001124	0.004	28.013400	0.101	
CO ₂	0.01985	24.0	0.005	0.127	44.010	5.593	
H ₂ S	0.04542	10.0	0.022	0.219	34.080	7.459	
CH ₄	0.02974	48.0	0.004	0.216	16.043	3.461	
C ₂ H ₆	0.03279	12.0	0.014	0.170	30.070	5.112	
C ₃ H ₈	0.04350	4.2	0.031	0.132	44.097	5.828	
i-C ₄ H ₁₀	0.01140	2.1	0.010	0.021	58.123	1.230	
n-C ₄ H ₁₀	0.04565	1.5	0.043	0.065	58.123	3.756	
i-C ₅ H ₁₂	0.01703	0.7	0.018	0.012	72.150	0.892	
n-C ₅ H ₁₂	0.03094	0.6	0.032	0.019	72.150	1.406	
C ₆ H ₁₄	0.04518	0.2	0.050	0.011	86.177	0.945	
C ₇₊	0.67797	0.0052	0.769	0.004	0.070	0.0003	
Total	1.0000		1.0000	1.0000		35.7814	1.2338



Tabla II.29 Resumen de cálculos en la última etapa de separación

Componente	Fracción mol	Factor K @ P = 14.7 Psia y T = 140°F	Composición de líquido en la última etapa de separación $x_j = z_j / (1 + \bar{\pi}_g (K_j - 1))$	Composición de gas en la última etapa de separación $y_j = K_j * x_j$	Peso Molecular (lb/lbmol)	Masa de gas (M) (lbm)	Densidad relativa del gas en la última etapa de separ. (lb/ft ³)
En el tanque no se considera por ventear a la atmósfera							
N ₂	0.00011		$\bar{\pi}_g = 0.08928$	$\bar{\pi}_l = 0.91072$	De tablas		$\gamma_g = \frac{M}{29}$
CO ₂	0.005	98.4	0.00055	0.054	44,010	2.365	
H ₂ S	0.022	44.0	0.005	0.199	34,080	6.782	
CH ₄	0.004	220.0	0.000	0.048	16,043	0.772	
C ₂ H ₆	0.014	44.0	0.003	0.129	30,070	3.874	
C ₃ H ₈	0.031	13.7	0.015	0.202	44,097	8.908	
i-C ₄ H ₁₀	0.010	7.4	0.006	0.047	58,123	2.758	
n-C ₄ H ₁₀	0.043	5.6	0.031	0.171	58,123	9.939	
i-C ₅ H ₁₂	0.018	2.4	0.016	0.038	72,150	2.718	
n-C ₅ H ₁₂	0.032	2.0	0.030	0.060	72,150	4.304	
C ₆ H ₁₄	0.050	0.73	0.051	0.037	86,177	3.212	
C ₇₊	0.769	0.017	0.843	0.014	219,000	3,140	
Total	1.0000		1.0000	0.999		48,7717	1.6818



Tabla II.30 Resumen de cálculos de masa y volumen del pseudolíquido en la última etapa de separación

Componente	Composición mol de liq. en el tanque X_j	Peso Molecular (lb/lbmol)	Masa (M) @ c.e. (lbm)	Densidad relativa del líquido @ 60°F y 14.7 psia ρ_o (lb/ft ³)	Volumen @ 14.7 Psia y 60°F (ft ³) $V = \frac{Masa_i}{\rho_{oi}}$	Masa del C_{3+} (M) (lbm)
		De tablas	De tablas	De tablas		
N_2	En el tanque no se considera por ventear a la atmósfera					
CO_2	0.00055	44.01	0.02404			
H_2S	0.005	34.08	0.154			
CH_4	0.000	16.04	0.004			
C_2H_6	0.003	30.07	0.088			
C_3H_8	0.015	44.10	0.650	31.62	0.0206	0.650
i- C_4H_{10}	0.006	58.12	0.373	35.12	0.0106	0.373
n- C_4H_{10}	0.031	58.12	1.775	36.42	0.0487	1.775
i- C_5H_{12}	0.016	72.15	1.133	38.96	0.0291	1.133
n- C_5H_{12}	0.030	72.15	2.152	39.36	0.0547	2.152
C_6H_{14}	0.051	86.18	4.400	41.40	0.1063	4.400
C_{7+}	0.843	219.00	184.719	53.11	3.4781	184.719
Total	1.0000		195.471		3.7480	195.2013

5.1



Tabla II.31 Resumen de cálculos de la densidad del pseudolíquido en la última etapa de separación

Densidad del C_{3+} (lbm/ft ³)	W_{C1} contenida en el líquido (%)	W_{C2} contenida en el líquido (%)	Relación de densidades $\frac{\rho_o}{\rho_{C_{3+}}}$	Densidad del pseudolíquido o densidad a c.e. ρ_o (lbm/ft ³)
52.0818	0.0018	0.0450	Valor obtenido de gráfica 0.9975	51.9516

Tabla II.32 Resumen de cálculos de las propiedades del gas y el aceite a condiciones estándar

R_{sp} (ft ³ /bl)	Gravedad específica en tanque γ_o (adimensional)	Densidad API
887.90	0.8326	38.46
1ra etapa	735.667	
2da etapa	96.531	
última etapa	55.705	



Tabla II.33 Resumen de cálculos de masa y volumen del pseudolíquido en la primera etapa

Masa a cond. de yac. (M) (lbm)	Masa del C ₃₊ (M) (lbm)	Densidad relativa del líquido @ 60°F y 14.7 psia P _o (lb/ft ³)	Volumen @ 14.7 Psia y 60°F (ft ³) $V = \frac{Masa_i}{P_{oi}}$
0.070		De tablas	
3.921			
3.115			
4.035			
2.457			
2.531	2.531	31.62	0.0800
0.663	0.663	35.12	0.0189
2.342	2.342	36.42	0.0643
0.967	0.967	38.96	0.0248
1.400	1.400	39.36	0.0356
2.068	2.068	41.40	0.0500
69.620	69.620	53.11	1.3109
93.1887	79.5910		1.5844

Densidad del pseudolíquido o densidad a c.e. P _o (lbm/ft ³)	W _{cl} contenida en el líquido (%)	W _{c2} contenida en el líquido (%)	Relación de densidades $\frac{P_o}{P_{C3+}}$
50.2331	4.3296	2.9645	0.9330

Tabla II.34 Resumen de cálculos de la densidad del pseudolíquido en la primera etapa

Densidad @ cond. de yacimiento	Parámetro de ajuste @ 2361 Psia al cual se va a sumar la densidad del pseudolíq.	Densidad del líquido ajustada por presión del yacimiento P _{o ajustada por P yac.}	Temperatura ajustada (°F)
lb/ft ³	Valor obtenido de gráfica	lb/ft ³	Valor obtenido de gráfica
46.87	0.8	47.67	4.90

Tabla II.35 Resumen de cálculos y valores de gráficas para el factor volumen de aceite

Densidad del aceite ajustada por presión y temperatura del yacimiento P _{o ajustada por P y T yac.}	Masa molecular a condiciones de yacimiento Masa a c. y. = Z ₁ * PM ₁	Bo
lb/ft ³	lbm/lbmol	bbl/bl @ c.y.
42.77	35.781	1.545



Tabla II.36 Resumen de cálculos finales para cada una de las características del gas y el aceite a condiciones estándar

Parámetro	Laboratorio	Calculada	Desviación
B_o	1.604	1.545	3.650
RGA	986.000	887.903	9.949
P_o @ yac.	41.310	42.768	3.528
$^{\circ}\text{API}$	38.000	38.458	1.206
$Y_{g\ 1ra\ etapa}$	0.986	1.042	5.707
$Y_{g\ 2da\ etapa}$	1.257	1.234	1.842
$Y_{g\ 3ra\ etapa}$	1.557	1.682	8.014

Capítulo III

Proceso de Estabilización

Hoy en día, la separación de fases de los hidrocarburos en una necesidad por lo que la estabilización del aceite crudo tendrá un especial enfoque, es decir, el aceite crudo tendrá que cumplir con ciertos parámetros para que este sea considerado estabilizado y así tener un valor comercial. Se considerará aceite crudo estabilizado a aquél que no libera gas a la presión y temperatura atmosférica, que se tiene en los tanques de almacenamiento.

En resumen, la estabilización del aceite crudo es el proceso donde se deben separar o remover las fracciones ligeras de la corriente del aceite crudo para evitar la contaminación de la atmósfera. Además, se evita que por efectos de presión y temperatura a las que se ven expuestas, se vaporicen en el tanque por una mala separación o una estabilización incompleta teniendo pérdidas volumétricas, además de que se pueden tener dificultades en la eficiencia en el proceso de refinación y se pueden presentar fuertes represionamientos en los buquetanques de transporte de crudo.

El proceso de estabilización del petróleo crudo inicia desde que se lleva a cabo la primera separación de las fases gaseosa y líquida, de una mezcla gas-aceite-agua proveniente del cabezal el cual integra varias corrientes de los pozos y las tuberías que la



transporta hasta las instalaciones superficiales de producción conocidas como baterías de separación.

Una de las especificaciones que ha de cumplir el aceite crudo de venta es el de tener una cantidad de ligeros tal que el transporte y almacenaje del aceite crudo sea seguro. La manera de cuantificar estos es mediante la presión de vapor Reid (PVR) del aceite crudo. Así esta, tendrá que ser como máximo 10-12 [psia].

Es importante resaltar que si no se cumple con este valor de Presión de Vapor Reid (PVR), para clientes de procesamiento nacional y exportación se pueden tener las siguientes problemáticas:

1. Dificultades en el proceso de refinación en lo que se refiere a capacidad y eficiencia de procesamiento.
2. Se pueden presentar fuertes represionamientos en los buquetanques de transporte del crudo.

La separación de estos ligeros del aceite crudo se puede realizar por varias técnicas, en las que los parámetros de mayor relevancia son la presión y la temperatura:

- Varias etapas de separación, desde la presión de flujo de los pozos hasta presión atmosférica.
- Columna de estabilización combinada con separaciones previas.
- Calentamiento en algún momento de la separación para desprender ligeros.
- Aplicación de ultrasonido previa al tanque elevado.

Se tratará de separar la cantidad de ligeros necesarios y suficientes para disminuir la presión de vapor Reid a la especificación, minimizando las pérdidas de crudo final. Para esto último convendrá minimizar la pérdida de butanos y más pesados en el gas.

En el caso de crudos con alta relación gas-aceite (RGA) y con alto contenido en H_2S es posible sustituir la última etapa de separación con una columna de estabilización.

Con esta columna se consigue un ajuste más fino de la PVR maximizando la producción de crudo, disminuyendo también los consumos de potencia de los compresores. La presión habitual de operación de la columna es alrededor de los 100-160 [psia].

En cuanto al contenido de H_2S es necesario mencionar que, normalmente la restricción de este en el crudo de venta está en torno a 10-60 [ppm]. En el caso de crudos con alto contenido en H_2S se justifica el uso de este tipo de columnas para reducir el H_2S .

Estas columnas suelen tener las siguientes características:

- Número de platos reales: 20-25
- Presión de operación: 110-160 [psia]
- Temperatura de fondo: 200-400 [°F]

A la hora de sustituir la última etapa de separación por estas columnas estabilizadoras, habrá que hacer un análisis de los costos de inversión frente al ahorro en compresión de gas.

III.1 La Presión de Vapor Reid (PVR)

La Presión de Vapor Reid (PVR) de un crudo, es la presión que ejerce el vapor sobre el líquido del cual se libera dentro de ciertas cámaras especiales de líquido y de vapor, al someter una muestra de aceite crudo a la prueba de laboratorio propuesta por Reid, misma que se encuentra influenciada por el vapor de agua a 37.8 [°C] (100[°F]), la

cual está especificada en el procedimiento A del ASTM D-323-89. La PVR es un parámetro que se utiliza en la determinación de la calidad del petróleo crudo.

Otro concepto a destacar es la presión de vapor verdadera o real (PVV), la cual se define como la presión a la cual la fase vapor de una sustancia se encuentra en equilibrio con la fase líquida de la misma a una temperatura dada.

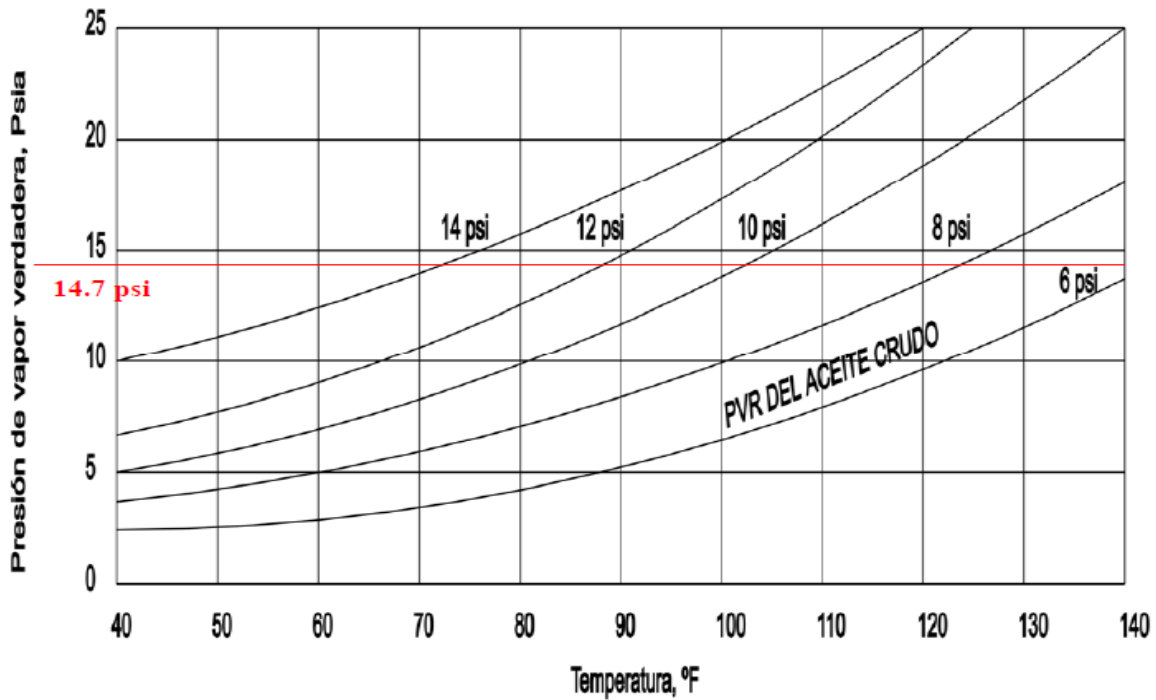
La presión de vapor se obtiene por la lectura de una presión manométrica en un separador conteniendo gas e hidrocarburos líquidos. Esta presión manométrica leída, es la presión de vapor de los hidrocarburos líquidos contenidos en el separador, cuando el gas está en equilibrio con el líquido. Se entiende que coexiste equilibrio vapor-líquido, cuando durante la separación de las fases se logra igualar la cantidad de moléculas que del líquido se vaporizan con las que se condensan (fase líquida de un gas que se obtiene por cambios de presión y temperatura) del gas.

La PVV puede ser estimada a partir de su PVR y viceversa, estos valores serán específicamente para el tipo de crudo que se esté manejando y no podrán utilizarse para crudos que presenten diferentes propiedades.

Cabe mencionar que las principales diferencias que existen entre la PVV y la PVR es que en la Presión de Vapor Reid, la muestra de crudo se pone en contacto con el aire y vapor de agua, además de que la prueba se realiza a 100 [°F] (37.8 [°C]); La idea básica de realizar la prueba a 37.8 [°C] se debe a que se espera que la temperatura en los tanques de almacenamiento del crudo durante los meses de verano, alcance el valor mencionado.

La mayoría de los aceites crudos consideran valores promedios de PVR de 10 a 12 [psi] (69 a 83 [kPa]) misma que representa una presión de Vapor Verdadera PVV de 13.7

a 17.6 [psi] (94 a 121 [kPa]) a 100 [°F] (37.8 [°C]), como se observa en las siguientes gráficas:



Gráfica III.1 Presión de vapor verdadera (PVV) vs Presión de vapor Reid (PVR). (SI)

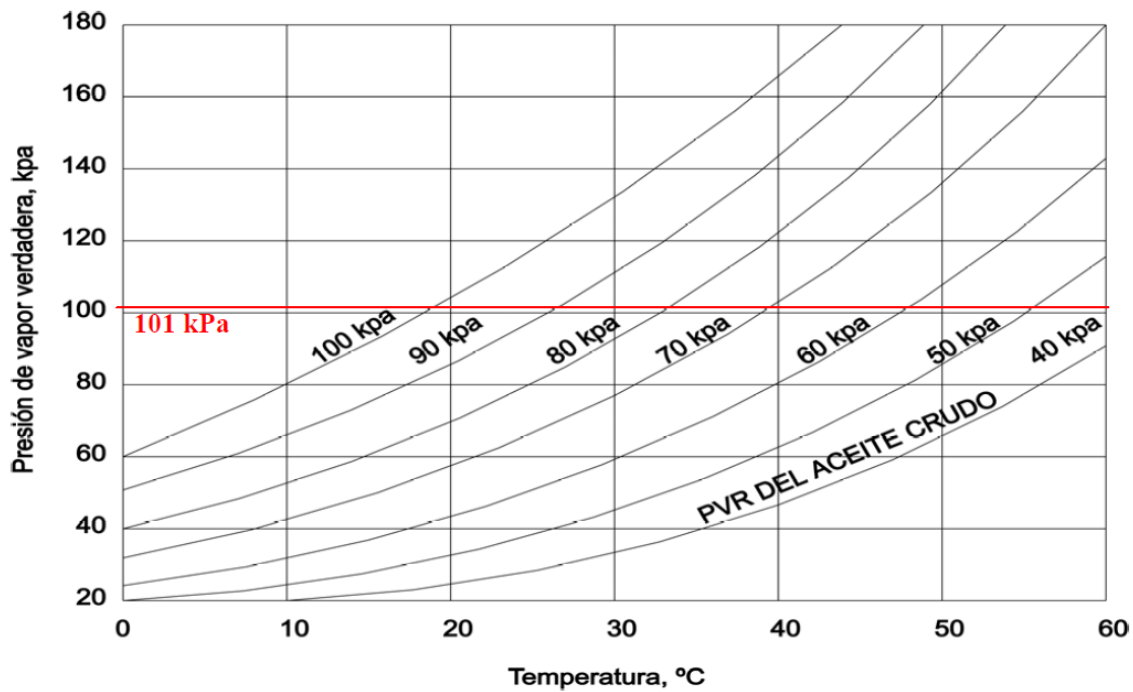


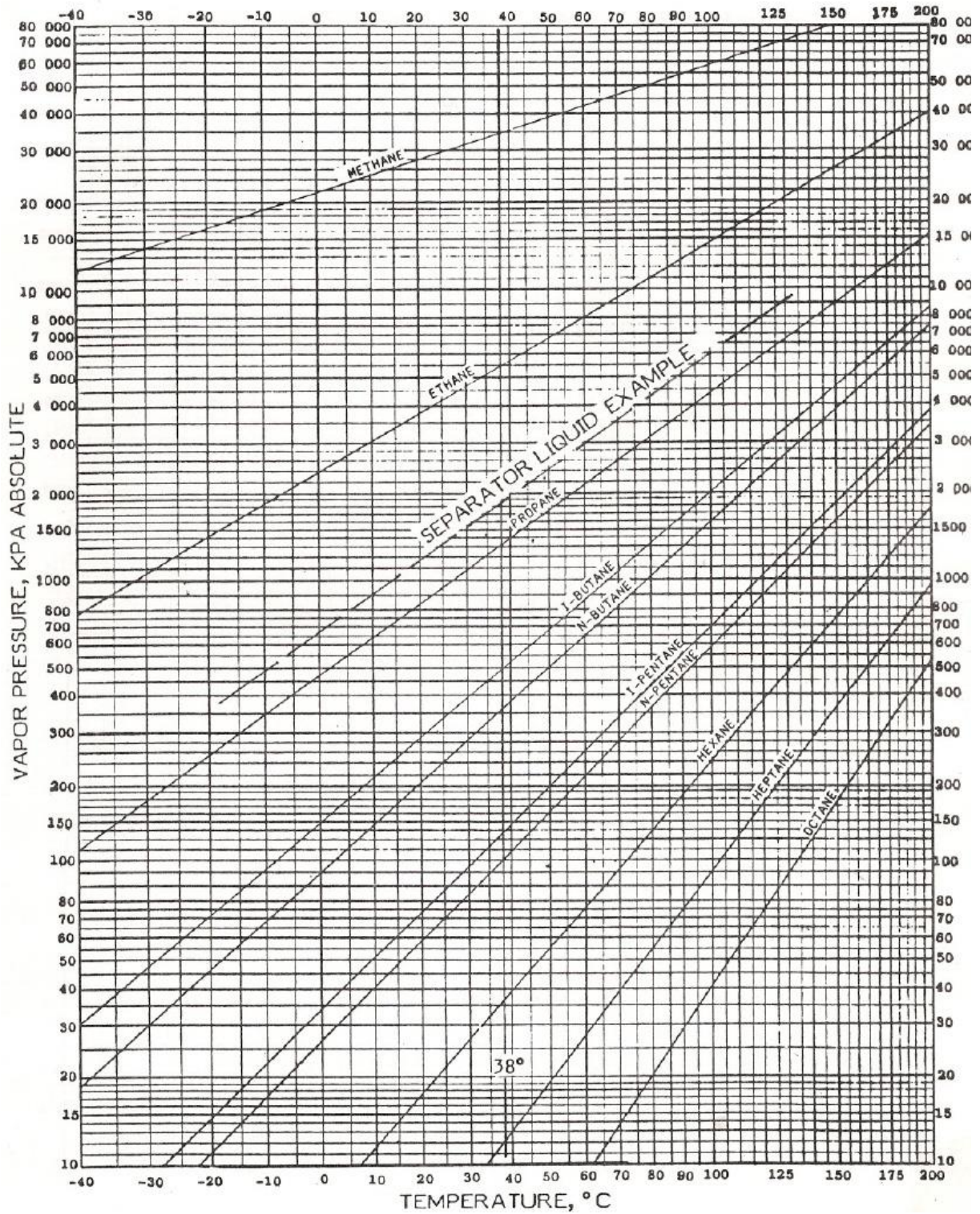
Figura III.2 Presión de vapor verdadera (PVV) vs Presión de vapor Reid (PVR). (SIU)

La PVV de un crudo producido de pozos con unidades de bombeo, estará más cerca de la PVR.

La presión de vapor verdadera de una mezcla en un tanque o contenedor no podrá ser mayor que la presión atmosférica a esa temperatura en el tanque. Si la mezcla de hidrocarburos tienen una presión de vapor verdadera PVV mayor que la presión atmosférica en un tanque, algunas fracciones ligeras en la mezcla se vaporizarán inmediatamente y la PVV del líquido remanente estará ahora a la presión atmosférica.

Por otra parte toda presión medida considerando como referencia la presión atmosférica será una presión manométrica, de donde la PVR deberá reportarse en [lb/pg²] o [kg /cm²] manométricas, es importante dejar claras las unidades en que se debe reportar la PVR.

La Gráfica III.3 es utilizada para obtener la presión de vapor en unidades absolutas [kPa] de los hidrocarburos puros a partir de la temperatura [°C] en la que se encuentran estos.



Gráfica III.3 Presión de vapor de hidrocarburos puros

III.2 Calidad del aceite crudo

El grado de estabilización del petróleo crudo se acostumbra expresar mediante su Presión de Vapor Reid. En México el organismo Pemex Exploración y Producción (PEP) acordó con lo pactado en los contratos de comercialización, revisados y realizados con los clientes Nacionales e Internacionales en coordinación con PMI y la Subdirección de Distribución y Comercialización (SDC), que se debe cumplir con un valor especificado en el contrato 6.0 y 6.5 lb/pg². En las Tablas III.1 y III.2 se muestra las especificaciones de calidad de aceite crudo:

Tabla III.1 Especificaciones de calidad de diferentes tipos de mezclas de aceite crudo

Tipos de crudo	°API	Viscosidad SSU@25[°C]	Agua y Sedimento [% en vol.]	Azufre [%Peso]	PVP [psig]	Punto de escurrimiento [°F]
Maya	21-22	440	0.5	3.4	6.0	-17
Istmo	32-33	60	0.5	1.5	6.0	-35
Olmeca	38-39	38	0.5	0.95	6.2	-55

Tabla III.2 Especificaciones de calidad de diferentes tipos de aceite crudo por ducto

Tipos de crudo	°API	Azufre (% Peso)	Agua y Sedimento (% en Vol.)	PVP [psig]	Contenido de sal [lb/MB]	Níquel [ppm]	Vanadio [ppm]	Asfáltenos [%peso]
Maya	21.0	3.6	0.5	6.5	50	54	270	10.60
Istmo	32.0	1.6	0.5	6.5	50	8	50	1.20
Olmeca	38.0	1.0	0.5	6.5	50	2	9	0.58
Naranjos	26.0	3.0	0.5	6.5	50	29	121	10.60
Álamo	24.0	3.2	0.5	6.5	50	39	161	13.05
Muro	18.5	4.0	0.5	6.5	50	60	289	18.46
Horcón	22.0	3.2	0.5	6.5	50	44	211	15.54
Antares	25.0	3.0	0.5	6.5	50	45	157	14.76
Pozoleo	29.0	2.0	0.5	6.5	50	15	52	2.95
Arenque	32.0	2.5	0.5	6.5	50	16	79	6.52
Altamira	17.5	5.5	1.0	6.5	50	51	211	17.73
Panuco	11.9	5.5	1.0	6.5	50	69	318	12.45

Otros de los parámetros importantes que debemos conocer son los patrones de flujo en los ductos, cuidar que en la batería de separación se manejen adecuadamente la velocidad de las fases para tener por una parte una buena separación de las mismas, y por otro lado se evita o minimiza el colgamiento de líquido para tener una estabilización completa y obtener los valores de Presión de Vapor Reid PVR pactados con los clientes y evitar penalizaciones por incumplimiento, pérdidas en volumen, incrementos en la emisión de las partículas y otros componentes a la atmósfera que pueden representar un importante riesgo a la salud humana o al medio ambiente.

Las pruebas para la determinación de la calidad del aceite crudo se efectuarán en el laboratorio, conforme a los métodos establecidos en la siguiente tabla:

Tabla III.3 Pruebas para la determinación de la calidad del aceite crudo

Determinación	Método
Gravedad Específica	ASTM D-1298
Gravedad °API	ASTM D-287
Agua y Sedimento [% Vol.]	ASTM D-4007
Agua por Destilación [Vol.]	ASTM D-4006
Sedimentos por Extracción [% peso]	ASTM D-473
Contenido de Sal [lb/1000 Bls]	ASTM D-3230
Viscosidad SSU @ 100 °F, [cst]	ASTM D-88, D-44 y D-2622
Azufre, [% peso]	ASTM D-4294 ó D-2622
Presión de Vapor Reid [psig]	ASTM D-323
Metales [Ni, V, PPM]	ASTM D-5863 ó UOP 391/91
Asfáltenos [% peso]	ASTM D-2007
Punto de Ecurrimiento [°F]	ASTM D-97

La determinación de la calidad de entrega a buquetanques, que incluye el muestreo del aceite crudo deberá realizarse de acuerdo a los procedimientos ASTM D-4057 al ASTM-88 ó ASTM D-4177.

III.3 Métodos de estabilización

Para la estabilización del petróleo crudo existe una gran variedad de procesos, tanto mecánicos como químicos, y cada uno considera diferentes criterios, tales como el costo o el equipo a utilizar, su factibilidad técnica en la aplicación y la eficiencia que se tenga en la estabilización del aceite crudo. Cabe mencionar que los separadores elevados realizan un papel importante en estos métodos.



Figura III.1 Separadores elevados de baja/súper baja presión

Con base en lo anterior se parte de que el control del proceso de estabilización es posible lograrlo:

- Por reducción de presión.
- Por incremento de temperatura.
- Por la combinación de ambas técnicas.
- Por el método ultrasónico.

En la Figura III.2 se muestran las técnicas para el control del proceso de estabilización con base del parámetro a tratar en cada técnica.

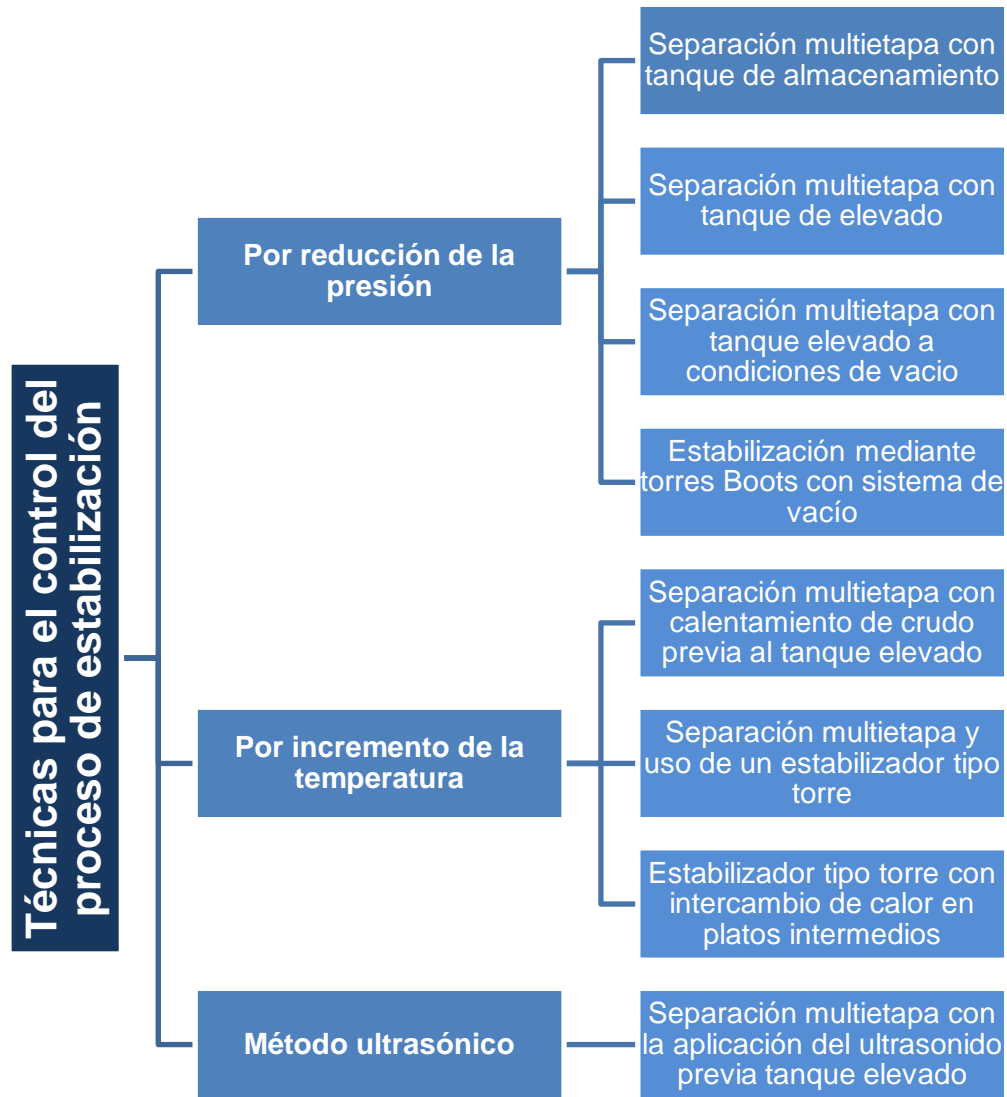


Figura III.2 Técnicas para el proceso de estabilización

Un buen control del proceso de estabilización del aceite crudo resultará en los siguientes beneficios:

- Aceite dentro de especificación de PVR para exportación y mercado nacional.
- Eliminación de los compuestos orgánicos volátiles en tanques atmosféricos.

- Implementación de la seguridad para los operadores durante la medición de tanques.
- Eliminación de dispendio de hidrocarburos volátiles por pérdidas por evaporación.

III.3.1 Separación multietapa con tanque de almacenamiento

El proceso de separación multietapa (Figura III.3) es sencillo, se tiene una gran facilidad en la operación y el costo que implica este proceso es relativamente bajo, sin embargo su principal desventaja es la baja recuperación de líquido comparándola con la mayoría de los otros procesos, además de que este método permite la emanación de vapores contaminantes a la atmósfera.

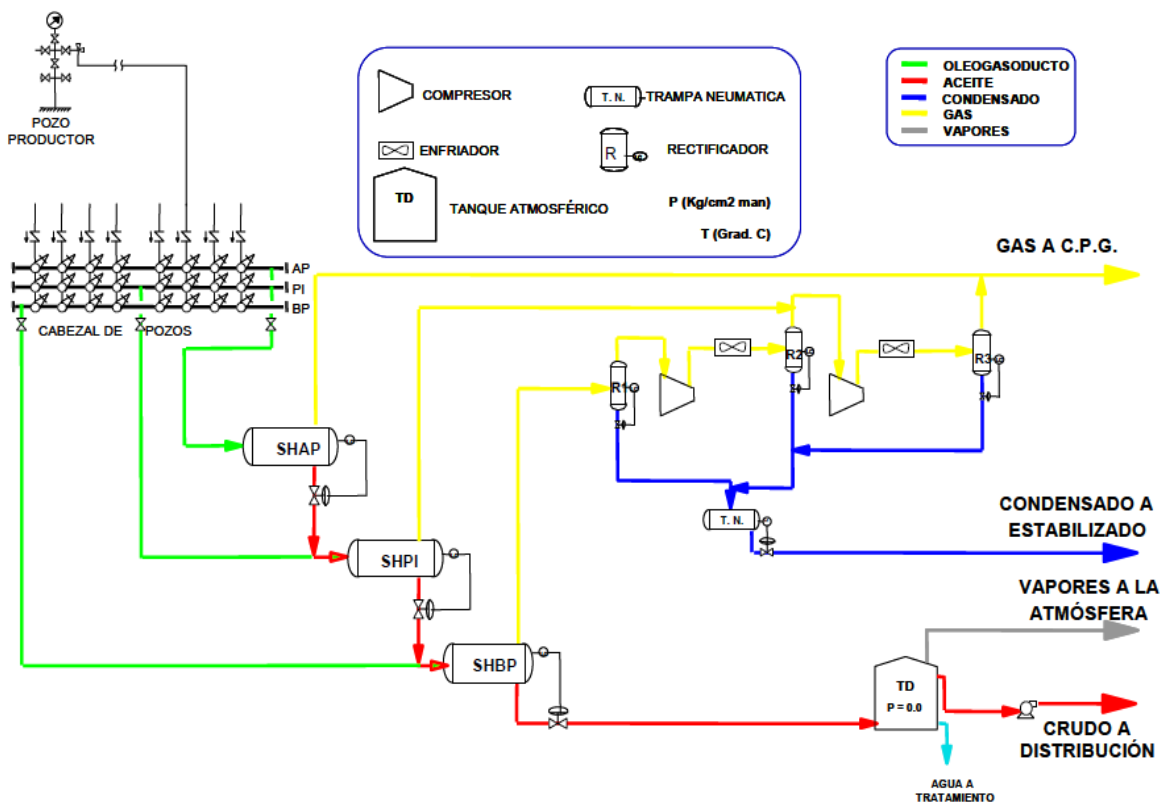


Figura III.3 Esquema típico de la separación multietapa con tanque de almacenamiento

III.3.2 Separación multietapa con tanque elevado

Este método se implantó en nuestro país, con la finalidad de reducir las emisiones de gas al medio ambiente y la de contar con una mayor recuperación de hidrocarburos licuables del gas.

El método consiste en la separación multietapa, descrita anteriormente, con la variante de que la producción de hidrocarburos líquidos proveniente del separador de baja presión, entra a un separador elevado de baja presión de 6 a 4 [kg/cm²], el cual opera a una presión cercana a la presión atmosférica [1.2 kg/cm²], para reducir la presión de vapor del líquido, teniendo así una mayor liberación y recuperación de vapores del crudo, antes de pasar al tanque de almacenamiento.

Lo anterior permite una mayor recuperación de gas rico en licuables (propano, butano y pentano), además de reducir la liberación de gas a la atmósfera en los tanques de almacenamiento.

Es importante mencionar que aunque con este proceso se reducen de manera importante las emisiones de gas al medio ambiente, no se logra tener una liberación del gas disuelto total en el separador elevado, esto es en el crudo aún se mantiene una cantidad considerable de gas disuelto, el cual será liberado con el tiempo, en el tanque de almacenamiento o en los buquetanques de transporte.

Aun cuando se logre reducir la presión a la presión atmosférica, no sería posible estabilizar adecuadamente el aceite crudo (evitar la vaporización en el tanque de almacenamiento), debido a que como se mencionó anteriormente, el crudo aún mantiene una cantidad considerable de gas disuelto, que será liberado mientras se enfría en el

tanque de almacenamiento (cuando su temperatura es superior a la temperatura ambiente), o el que sería liberado cuando sufra cualquier agitación durante el bombeo, almacenamiento y transporte.

En la Figura III.4 se muestra un esquema de la separación multietapa con tanque elevado.

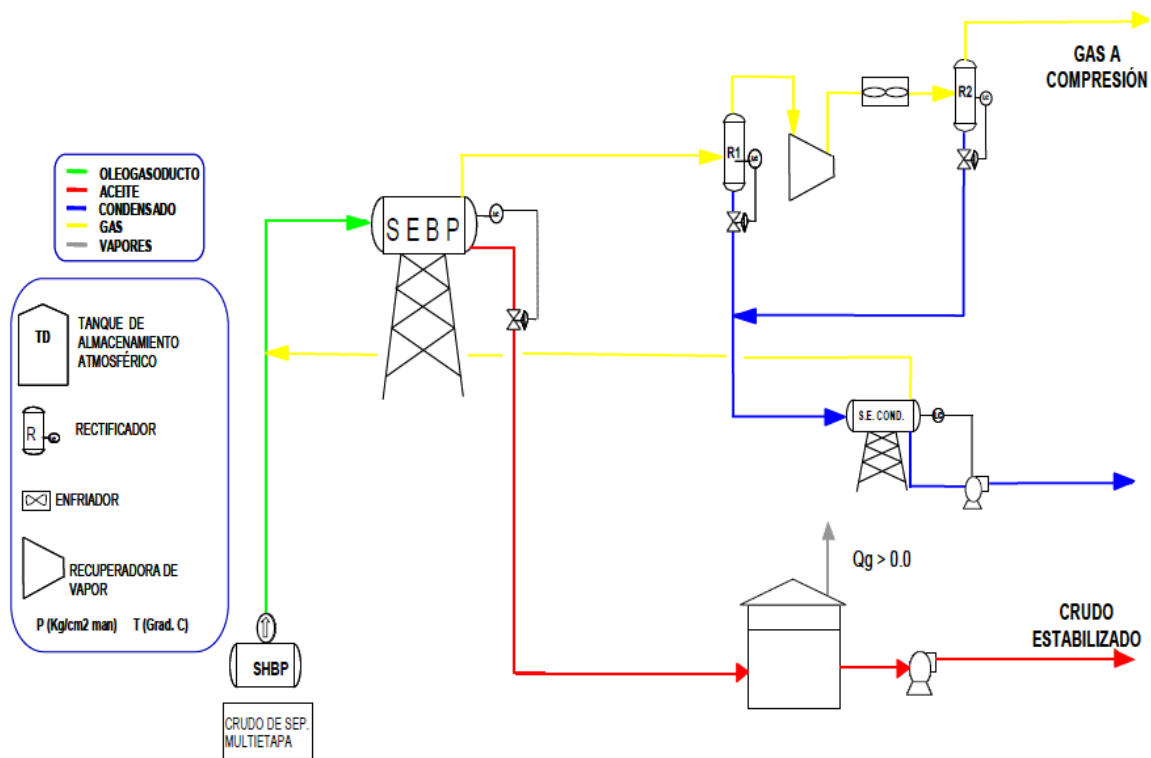


Figura III.4 Separación multietapa con separador elevado

En los procesos descritos anteriormente no se cuenta con un sistema de manejo y tratamiento del gas y de los condensados procedentes del tanque de almacenamiento y/o del separador elevado, lo cual implica que de cualquier forma, el gas licuado al pasar por cualquier tanque de almacenamiento, será liberado a la atmósfera.

III.3.3 Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío

Este método ha sido analizado en múltiples ocasiones para su aplicación en nuestro país, obteniéndose los resultados más satisfactorios tanto técnica como económicamente. Dicho método consiste en la separación multietapa de la producción proveniente de los pozos productores de aceite y gas, para que posteriormente sea separada en la etapa de estabilización de crudo en un separador elevado, el cual opera a condiciones de vacío (presión de operación menor que la presión atmosférica). Lo anterior puede ser posible siempre y cuando se cuente con un dispositivo en la descarga del gas del separador elevado, mismo que genere el vacío en dicho recipiente, al succionar el gas a gran velocidad. En la Figura III.5 se muestra el esquema para este tipo de separación.

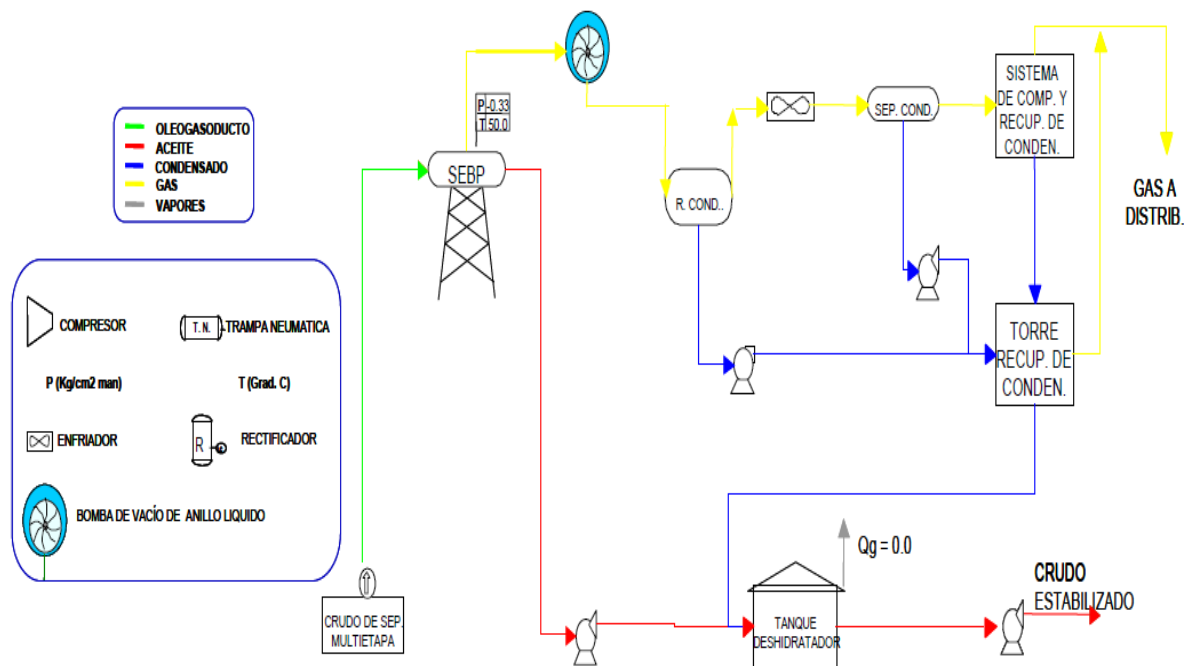


Figura III.5 Separación multietapa con separador elevado considerando presión de separación a condiciones de vacío

III.3.4 Estabilización mediante torres “Boots” con sistema de vacío

Este método consiste solamente en hacer pasar el crudo de la última etapa de separación por una torre tipo bota (“Boot”) compuesta por dos secciones, la superior formada por una columna de 5 platos perforados y la inferior formada por el cuerpo libre de la torre, funcionando como una bota empacada, como se muestra en la Figura III.6.

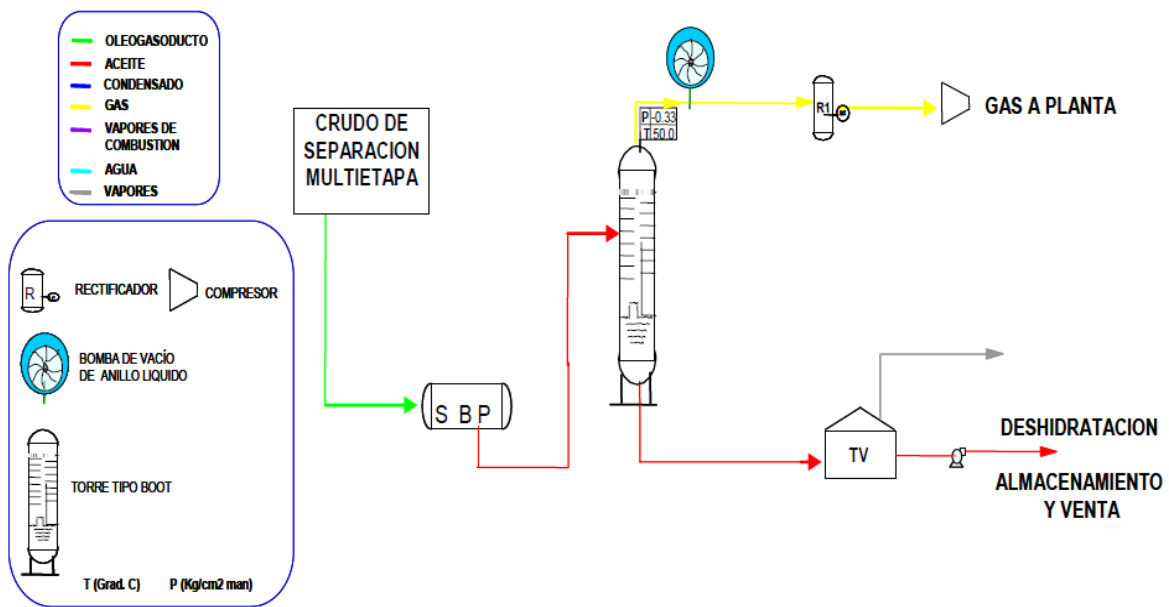


Figura III.6 Estabilización del aceite crudo mediante torres Boots con sistema de vacío

En una torre tipo “Boot” (Figura III.7), la carga se alimenta por la parte lateral superior, de donde el aceite cae por gravedad golpeando a través de los platos perforados creándose el efecto “regadera” donde se separa del gas.

Si además se combina con un sistema de vacío moderado, se logra obtener un aceite estabilizado que al almacenarse en tanques ya no contiene gases disueltos, específicamente metano y etano. Para inspeccionar y darles mantenimiento, los platos

están alternados de manera que forman una cascada con una separación promedio de 80 [cm].

En caso de la corriente del gas pasa por el eliminador de neblina y sale por el domo de la torre, la cual puede operar en dos formas:

1. Con compresor recuperador de vapores a una presión ligeramente menor que la atmosférica (0.8 a 1.0 [kg/cm²], 12 a 15 [psia])
2. Con bomba de vacío (totalmente a presión atmosférica 1.033 [kg/cm²], 14.75 [psia]).

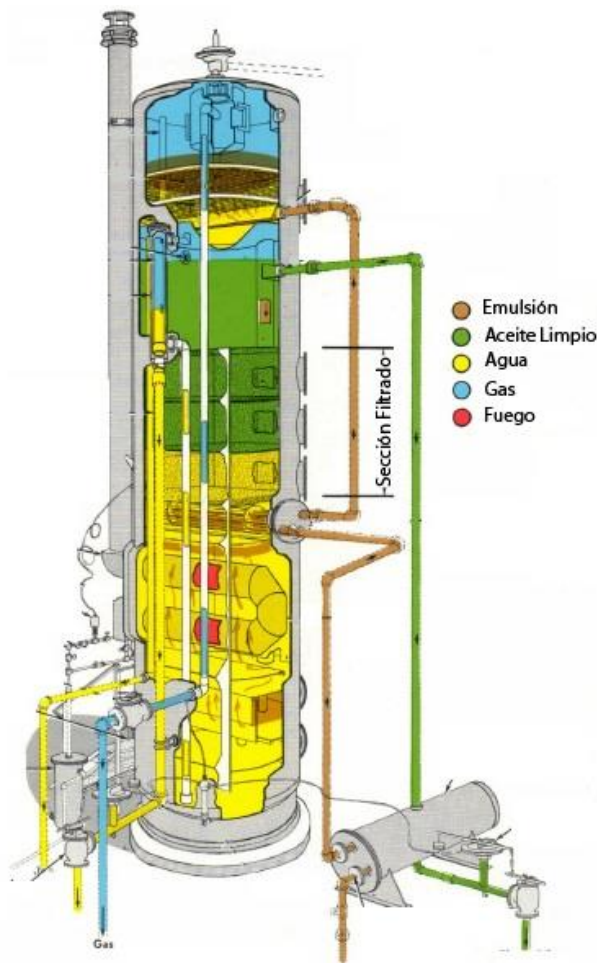


Figura III.7 Torre "Boot"

Dada la complejidad en la construcción y puesta en operación y para lograr mejores resultados, éste método se recomienda para instalaciones nuevas, sin embargo se podría utilizar en instalaciones con infraestructura instalada, realizando adecuaciones para ello.

III.3.5 Separación multietapa con calentamiento de aceite previo al tanque de elevado

Este método es similar al presentado anteriormente, referido a la estabilización del petróleo crudo con tanque elevado, pero cambiando fundamentalmente en que la corriente de crudo proveniente de la separación multietapa debe ser precalentada mediante una serie de intercambiadores de calor en contra corriente con el crudo caliente proveniente del separador elevado, para que posteriormente sea calentado hasta la temperatura deseada mediante un sistema de calentamiento en circuito cerrado compuesto de un sistema de bombeo, un horno de calentamiento a fuego directo, aceite térmico mineral y una serie de intercambiadores de calor donde se lleve a cabo la transferencia de calor del aceite térmico al aceite crudo. Después de haber sido calentado el aceite crudo, entra al separador elevado donde se lleva a cabo la separación de las fracciones ligeras, para poder obtener un crudo de acuerdo con las especificaciones.

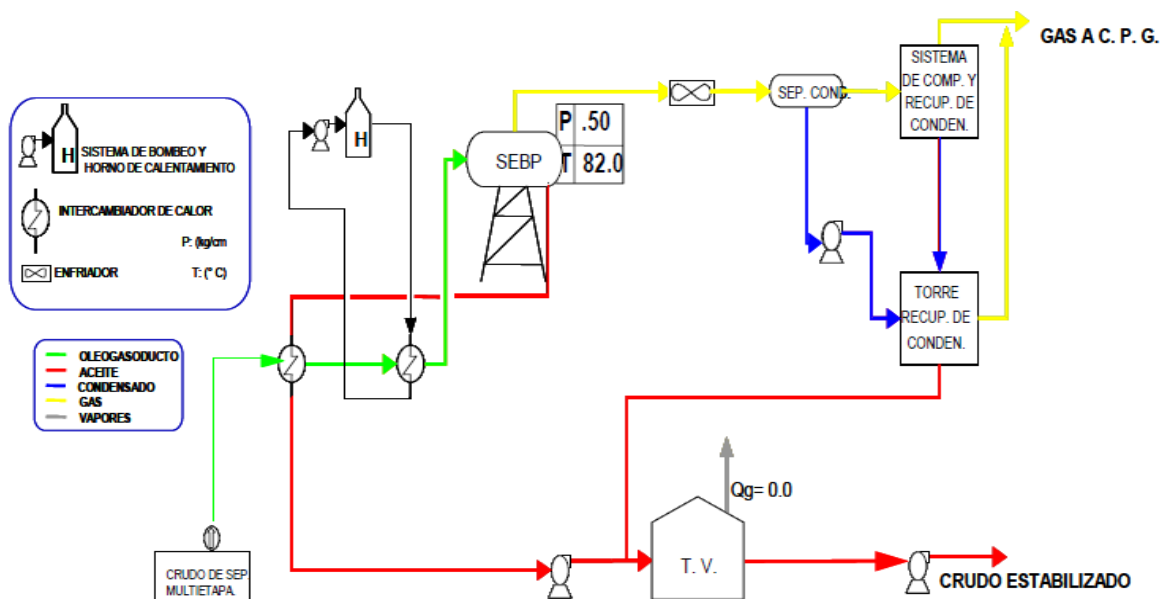


Figura III.8 Estabilización mediante el calentamiento del crudo y la separación elevada

III.3.6 Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre

Este método de estabilización es totalmente distinto a los presentados anteriormente, sin embargo se clasifica dentro de la técnica de estabilización de crudo por incremento de la temperatura, debido a que se requiere del calentamiento del crudo para lograr la adecuada operación del estabilizador tipo torre y cumplir con las especificaciones requeridas en el producto.

Este método, como los anteriores, requiere de la separación multietapa, para reducir el volumen de la mezcla que requiere ser procesada y de este modo reducir el tamaño de los equipos a utilizar.

El crudo proveniente de la última etapa de separación es succionada por un sistema de bombeo, para lo cual se requiere que el equipo de separación este ubicado en una estructura elevada, de tal manera que proporcione la carga neta positiva de succión al equipo de bombeo para su adecuada operación.

Del sistema de bombeo, el aceite crudo debe pasar por un sistema de deshidratación electrostática a presión, con la finalidad de eliminar el agua contenida en el aceite crudo y evitar así las incrustaciones de sales y de carbonato de calcio (CaCO_3) en el interior de los intercambiadores de calor y del estabilizador tipo torre. Después de haber sido deshidratado el aceite crudo, este pasa por un intercambiador de calor donde se le incrementa la temperatura, para entrar a la torre estabilizadora.

El líquido en el fondo de la torre es calentado por medio de un sistema de calentamiento hasta la temperatura requerida y posteriormente reflujado hasta unos platos por arriba del fondo, lo cual genera un burbujeo del líquido, liberando los componentes

volátiles del crudo, de tal forma que se logre obtener un producto que cumpla con las especificaciones en la salida por el fondo de la torre.

Debido a que el aceite crudo que sale por el fondo de la torre mantiene una temperatura muy elevada, la capacidad calorífica es aprovechada para incrementar la temperatura del aceite crudo que apenas va a entrar a la torre, al hacerlo pasar en contracorriente en un intercambiador de calor, lográndose la reducción de la temperatura del aceite crudo ya estabilizado. Sin embargo aún después de haber reducido su temperatura, en algunos casos será requerido un enfriamiento adicional del aceite crudo para poder incorporarlo al tanque de almacenamiento.

El gas que sale del domo, requiere ser enfriado a una temperatura menor que la que se presente durante su transporte, con la finalidad de evitar su condensación y posteriormente separarle los componentes que se condensaron (gas licuado), lo que será bombeado para enviarlo a la planta, conduciendo una parte de estos condensados al domo de la torre como reflujo, para incrementar la eficiencia del proceso.

El gas descargado por el separador, será un gas que al ser transportado por el gasoducto hasta el centro procesador o punto de entrega no se condensará lo cual beneficia a las condiciones de transporte y reduce la corrosión del ducto, incrementando su vida útil.

En la Figura III.9 se puede observar el esquema de este método de estabilización, el cual muestra a detalle el proceso de estabilización de aceite crudo que considera al estabilizador tipo torre antes descrito.

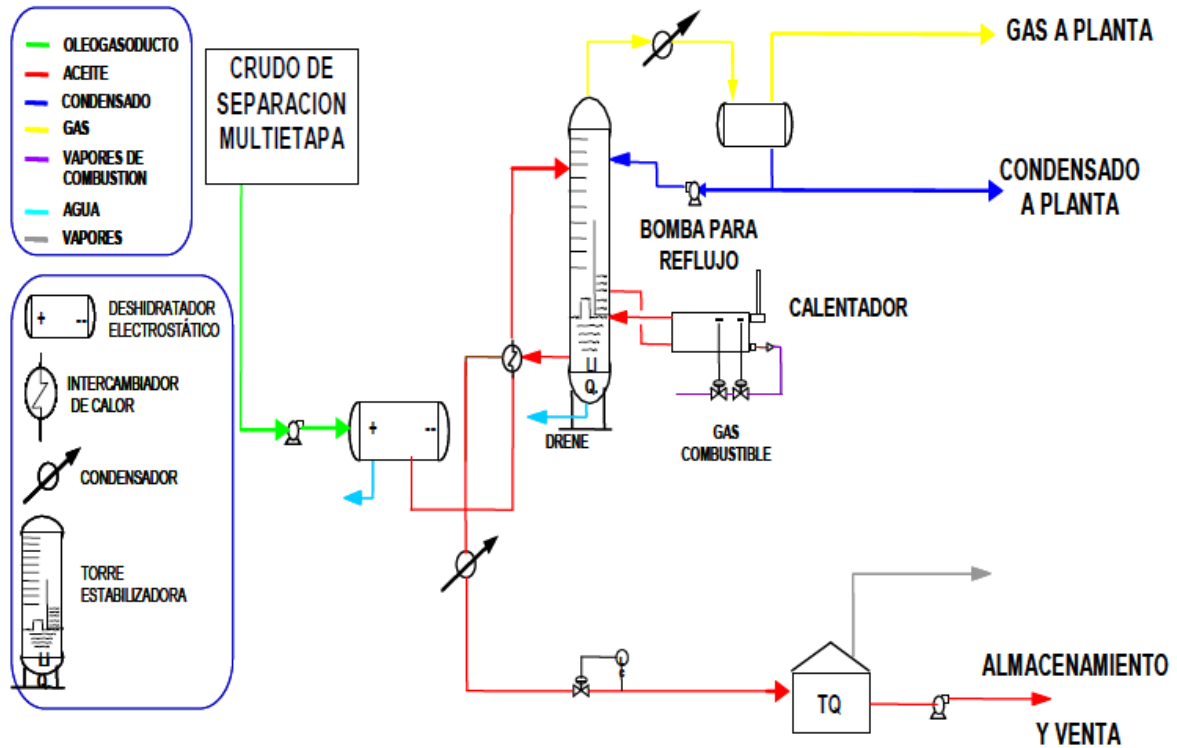


Figura III.9 Estabilización de aceite mediante el uso de un estabilizador tipo torre

Este método de estabilización de crudo se ha considerado como uno de los menos eficientes debido a los altos requerimientos de energía calorífica, mismos que incrementan cuantiosamente los costos de operación.

III.3.7 Estabilizador tipo torre con intercambio de calor en platos intermedios

El proceso de estabilización del crudo por columnas requiere de un precalentamiento en la alimentación con el fin de aumentar la eficiencia de operación, es decir, aumentar la separación en la etapa siguiente de los componentes más volátiles (componentes ligeros), además de alcanzar la presión de vapor deseada.

En este proceso, se establece una filosofía del manejo y acondicionamiento de gas y condensados. Para el gas se propone un tren de refrigeración para recuperar los líquidos presentes y evitar la condensación de estos en los gasoductos, disminuyendo de esta forma la corrida de “diablos”. En el caso de los condensados se propone su recirculación a la alimentación de las columnas con la finalidad de incrementar el volumen de aceite producido.

El calentamiento interetapas tiene como objetivo reducir los requerimientos de servicios de calentamiento, donde se tienen las temperaturas más altas y donde en consecuencia son más caros los servicios de calentamiento. Otro de los objetivos es el de dividir a la columna en dos secciones: una de bajas temperaturas y una de altas temperaturas (la parte por encima y por debajo del calentamiento interetapas, respectivamente). Esta división tiene como consecuencia que en la parte de bajas temperaturas, todos los compuestos que forman el condensado y que fueron evaporados en el “reboiler” se condensen nuevamente, reduciendo al mínimo las pérdidas en el crudo con la consecuente maximización de la producción del crudo y la minimización de la producción de gas. La carga térmica que puede ser suministrada a la columna a través del intercambiador interetapas está limitada por los cruces de temperatura. La carga

térmica total puede ser 60 % (carga térmica en el reboiler más la del intercambiador interetapas). En la Figura III.10 se muestra proceso que representa la estabilización tipo torre con intercambiador de calor inter-etapas.

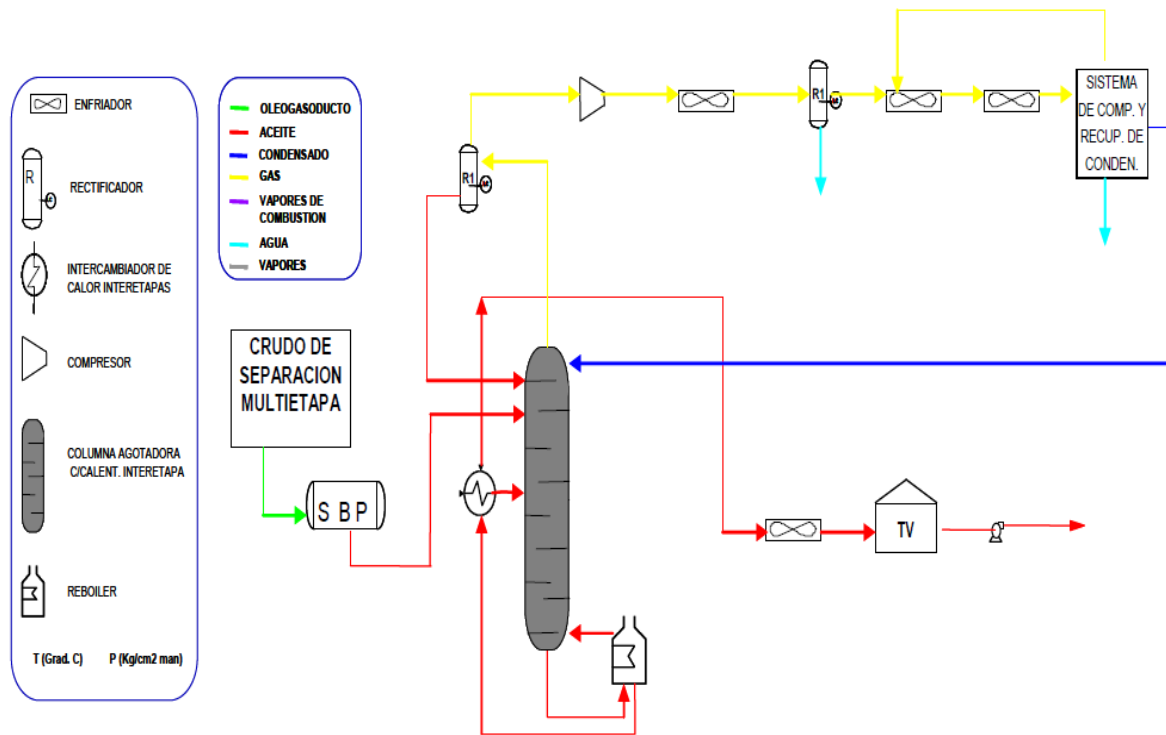


Figura III.10 Estabilización con columnas agotadoras con calentamiento interetapas

Un aspecto importante en el funcionamiento de estas columnas son las relativamente altas temperaturas que se necesitan en el reboiler. Estas altas temperaturas hacen necesario el pretratamiento de la alimentación a las columnas para eliminar cualquier sólido o sales presentes en el crudo hasta niveles inferiores a 0.01 % en peso, para evitar lo que se conocen como puntos calientes en los tubos del reboiler con su subsiguiente colapso.

III.3.8 Método ultrasónico

Este método de estabilización es similar al de estabilización con separador elevado, distinguiéndose en que al crudo con gas disuelto proveniente de la etapa de separación de baja presión es excitado mediante un transductor ultrasónico, el cual promueve la liberación del gas disuelto. La Figura III.11 esquematiza este método donde se observa la colocación del transductor sónico.

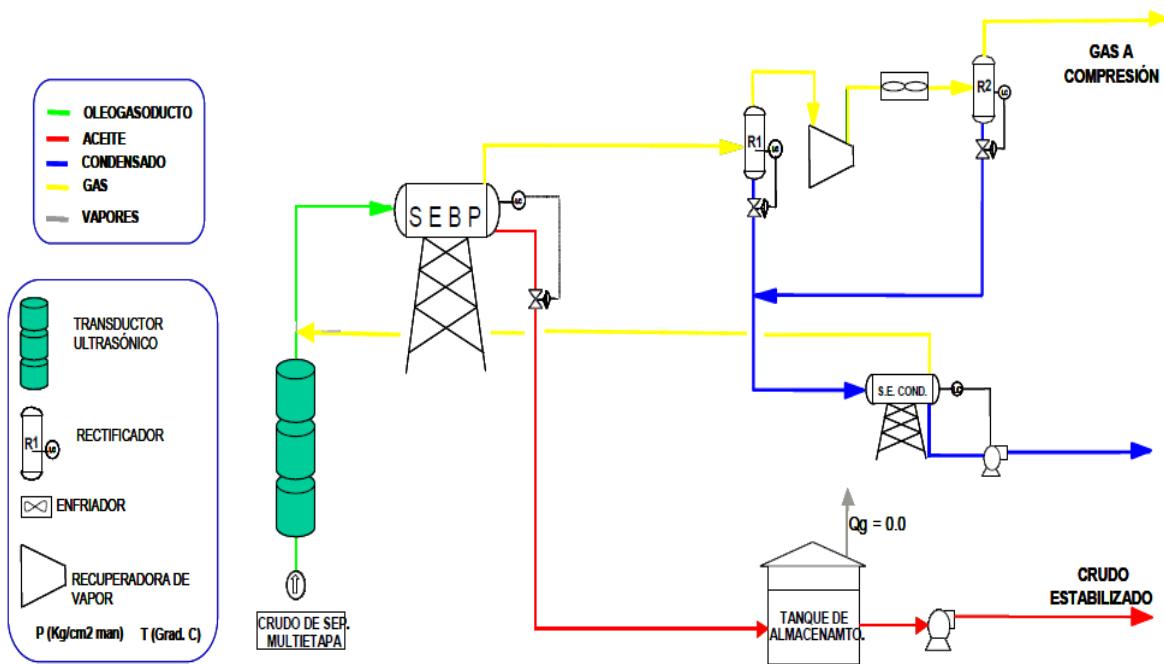


Figura III.11 Estabilización de crudo mediante la aplicación de ultrasonido

Es importante comentar que este método fue propuesto y desarrollado experimentalmente por investigadores del Instituto Mexicano del Petróleo, y que aunque se realizó una prueba de campo, actualmente no se cuenta con los resultados de su evaluación.

Capítulo IV

Proceso de Deshidratación y Desalado

La presencia de agua en las corrientes de producción de hidrocarburos ha estado presente desde prácticamente el inicio de la industria petrolera y esto ha originado toda clase de problemas, en especial la formación de emulsiones. Para atenuar esta situación, se han utilizado la deshidratación utilizando la física y productos químicos como métodos para lograr romper la emulsión y lograr la separación del agua emulsionada en el aceite.

Dependiendo del tipo de aceite y de la disponibilidad de recursos se combinan cualquiera de los métodos típicos de deshidratación de aceite: químico, térmico, mecánico y eléctrico. En general, se usa una combinación de los métodos térmicos y químicos con uno mecánico o eléctrico para lograr la deshidratación efectiva de la emulsión.

Sin embargo, otro problema aunado al aceite crudo es el contenido de sales disueltas, las cuales son arrastradas en las gotas de agua, para lo cual se emplea el proceso de desalación que consiste en lavar el aceite crudo caliente desgasificado y estabilizado utilizando una corriente de agua fresca (con bajo contenido de sales) a la corriente de crudo deshidratado, como se muestra en la Figura IV.1.



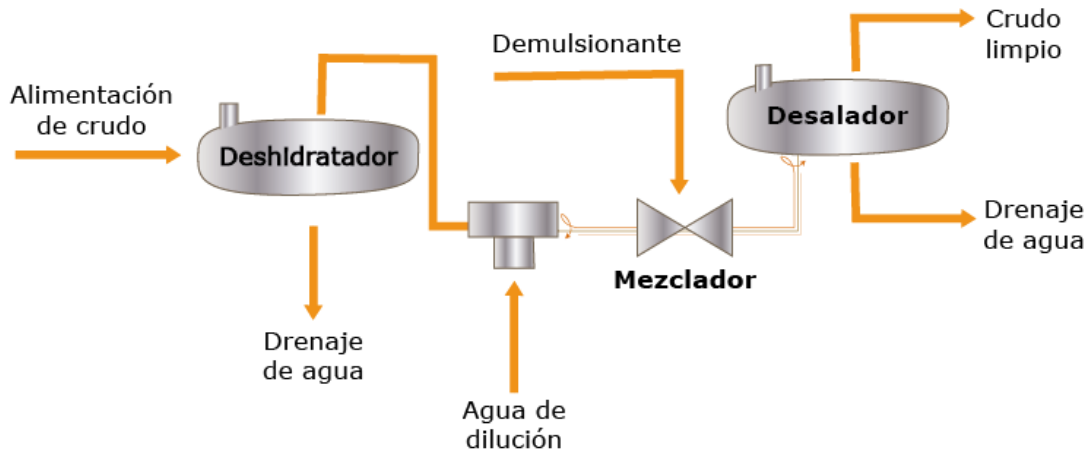


Figura IV.1 Sistema convencional de deshidratación y desalado de aceite

IV.1 Deshidratación

El proceso de deshidratación tiene por objetivo remover el agua asociada o de formación que está contenida en el aceite crudo, esto se logra principalmente al demulsionar el agua emulsionada y removerla junto al agua libre utilizando varios métodos de aplicación. Estos métodos pueden ser combinados o ser repetidos en serie o paralelo, creando así un sistema en el cual la eficiencia del proceso aumentará por lo que así será considerado un sistema optimizado.

Los métodos más utilizados para la deshidratación del agua son: el método químico y el método mecánico.

IV.1.1 Método Químico

Los hidrocarburos son mezclas complejas de moléculas simples y macromoléculas, las cuales forman y entran en menor o mayor proporción en la composición de un crudo dependiendo si los hidrocarburos producidos son condensados, aceite volátil, aceite negro, aceite pesado o aceite extra pesado.

Las propiedades físicas y químicas de las formaciones en las cuales yace el aceite crudo modifican su composición (esta es diferente en cada campo) por lo que se tiene en cuenta la existencia de una serie de contaminantes naturales provenientes de estas formaciones, los cuales son arrastrados o disueltos en ellos.

Estos contaminantes se clasifican en cuatro grupos: agua, sales, sedimentos sólidos y metales. Cada uno debe ser removido con el propósito de evitar la generación de problemas operacionales variados, principalmente en refinerías, tales como por ejemplo: daños en las torres atmosféricas de destilación por vaporización súbita, corrosión, incrustación, envenenamiento de los catalizadores, mayor consumo de energía por excesiva presencia de agua o crudo fuera de especificación y/o presencia de sales en la emulsión final a proceso, antes de la destilación atmosférica.

Por definición, una química demulsificante es una resina etoxilada capaz de romper las fuertes emulsiones de crudo en agua (O/W, por sus siglas en inglés oil / water) o de agua en crudo (W/O, por sus siglas en inglés water / oil), generados por el movimiento y mezcla del hidrocarburo. Además, debe proporcionar una gran remoción de sales y por supuesto, lograr una excelente calidad en el agua efluente.

Tabla IV.1 *Métodos de análisis de laboratorio*

Contaminantes	Método de análisis de laboratorio
Agua	Destilación A.S.T.M. Centrifugación API (BS&W)
Sales	Titulación volumétrica Cromatografía capa fina Conductividad
Sedimentos	Centrifugación API (BS&W) Filtración
Metales	Espectroscopía por absorción de llama



En la tabla IV.1. Métodos de análisis de laboratorio, se indican algunas pruebas de rutina para el control de calidad de los crudos.

IV.1.1.1 Determinación del contenido de agua y sedimento

El contenido de agua y sedimentos (BS&W) se determina por centrifugación, en tubos calibrados y aforados de 100 ml, colocando 50 ml, colocando 50 ml de muestra de crudo en el tubo, se agregan 10 a 15 gotas de “rompedor” y se completa hasta 100 ml con solvente (tolueno o xileno). Se agita hasta lograr dilución del crudo y se coloca en una máquina centrífuga a 3,600 Revoluciones por minuto (R.P.M.). El resultado se reporta en porcentaje, con los sólidos (sedimentos) en el fondo, el agua en el centro y petróleo y/o emulsión en la parte superior.

IV.1.1.2 Determinación del contenido de sales

Las sales se miden en el campo petrolero como masa o contenido de sales en libras por miles de barriles (libras por cada mil barriles, [lmb]) y su determinación se realiza por titulación volumétrica, cromatografía de capa fina o conductividad.

IV.1.1.3 Determinación de metales

La determinación de metales requiere el uso de equipos sofisticados, además de un entrenamiento riguroso y extenso por parte del personal de laboratorio, el cual debe estar capacitado para manejar equipos de alta tecnologías.

Normalmente, los metales no se monitorean todos los días, pero se pueden aplicar ciertos principios prácticos, tales como cuando se presenta una disminución del contenido

del BS&W en la muestra en estudio, lo cual es indicativo de una buena eliminación de sólidos destinados para tal fin en la instalación estudiada.

Cuando se requieren análisis de metales considerados venenos de catalizadores usados en los lechos de los reactores de las refinerías tales como el Vanadio o el Níquel, puede resultar sumamente conveniente realizar análisis con laboratorios externos que garanticen la calidad del trabajo. Los contenidos de metales normalmente son bajos o a nivel de trazas; o cuando por alguna condición especial, cambia el cuasi-equilibrio de las formaciones por inyección de vapor o fluidos calientes, cambian las condiciones meta estables generadoras de componentes metálicos solubles.

El mismo procedimiento debe utilizarse cuando se requieran análisis especiales de contenido de azufre, carbonatos asfáltenos y parafinas u otros elementos de difícil identificación, en ensayos de rutina operacional.

IV.1.1.4 Acción de la química deshidratante

Diferentes estudios (Salager 1987) han demostrado que el mecanismo físico-químico de acción de los agentes deshidratantes o demulsionantes está asociado a la formulación óptima del sistema ($SAD = 0$, siendo SAD la Diferencia de Afinidad del Surfactante).

La formulación óptima se define básicamente como un estado de equilibrio entre las afinidades del surfactante para la fase acuosa y para la fase oléica. Se han determinado cuantitativamente los efectos de las diferentes variables de formulación (salinidad, temperatura, entre otras) sobre el equilibrio hidrofílico/lipofílico entre el surfactante y su ambiente físico-químico (Salager y col., 1979, Salager 1999).

En un sistema surfactante-agua-aceite, la formulación óptima se logra cuando en un barrido unidimensional de cualquier variable de formulación, el sistema presenta una tensión interfacial mínima o ultra-baja, acompañada en general de la aparición de un sistema trifásico en el cual la mayor parte del surfactante está en la fase media. Para el caso de emulsiones agua en crudo es poco corriente poder observar tal sistema trifásico y la inestabilidad se detecta por el progreso de la coalescencia y la evolución de la tensión interfacial dinámica.

Para conseguir esta condición en una emulsión W/O que ya contiene un surfactante lipofílico (modelo de los surfactantes naturales en el crudo), se debe añadir un surfactante hidrofílico de peso molecular promedio o bajo (modelo agente deshidratante) de manera que el parámetro característico de la mezcla produzca una emulsión inestable (Salager 1987). La formulación óptima es independiente de la concentración de surfactante y de la cantidad de la fase media, el surfactante es atrapado en una microemulsión (Antón y Salager 1986).

Por lo general, los demulsionantes comerciales son mezclas de varios componentes que tienen estructuras químicas diferentes y materiales poliméricos, así como una amplia distribución de peso molecular. Están conformados por un 30 a 50% de materia activa (surfactantes) más la adición de solventes adecuados, tales como nafta aromática y alcoholes.

Entre los más utilizados están los copolímeros bloques de óxido de etileno y de óxido de propileno, las resinas alquil-fenol formaldehidas, las poliaminas, alcoholes grasos, aminas oxialquiladas y poliesteramianas y sus mezclas.

Estos surfactantes tienen tres efectos fundamentales una vez adsorbidos en la interfase agua-aceite (W/O): uno es la inhibición de la formación de una película rígida, otro el debilitamiento de la película volviéndola compresible y el más importante, el cambio en la formulación del sistema para alcanzar la condición de $SAD = 0$.

IV.1.1.5 Equipos de inyección de química deshidratante

Bombas de dosificación

Las pruebas de botella indican la cantidad de química para una determinada cantidad de crudo emulsionado una vez determinada la relación química para la emulsión, es responsabilidad del operador ajustar la bomba de inyección de química a la cantidad adecuada de la misma. Las bombas de dosificación liberan reactivos químicos al sistema a un gasto predeterminado.

Tanques de almacenamiento de química

Una forma eficiente de suministrar reactivos químicos a las bombas de inyección es almacenar los mismos en tanque, el tanque debe contar con regla de medición, para conocer la cantidad inyectada por cada 24 horas.

La Figura IV.2 muestra un “toten” o tanque de almacenamiento en donde se resguardan los químicos reactivos a los hidrocarburos.



Figura IV.2 *Tanque de almacenamiento o “toten” para reactivos químicos*

Inyectores

Los productos químicos deben ser inyectados a la producción a través de sistemas atomizadores, que permitan la distribución homogénea del producto en la emulsión.

Los inyectores se encuentran instalados en las líneas de flujo. Debe vigilarse la presión del inyector a fin de acudir a realizar mantenimiento del mismo para evitar taponamientos con sedimento.

Como conclusión puede decirse que el tratamiento químico consiste en aplicar un producto demulsificante de naturaleza sintética, la cual se conoce en las áreas operacionales de la industria petrolera como “química deshidratante”. La química deshidratante debe ser inyectada tan temprano como sea posible a nivel de superficie en el cabezal del pozo o a nivel de fondo del pozo. Esto permitirá lograr más tiempo de contacto de la emulsión con el producto químico emulsificante, logrando prevenir y evitar la formación de emulsiones.

IV.1.2 Método mecánico

El tratamiento mecánico de las emulsiones se caracteriza por utilizar equipos de separación dinámica que permiten la dispersión de las fases de la emulsión y aceleran el proceso de separación gravitacional. Entre ellos se encuentran los tanques de sedimentación llamados comúnmente tanques de lavado.

IV.1.2.1 Tipos de deshidratación mecánica

Los tipos de deshidratación mecánica se pueden realizar por:

- Aplicación de calor.
 - Fuego directo
 - Fuego indirecto
- Separación gravitacional.
- Lavado.
- Centrifugación.
- Filtrado.
- Aplicación de electricidad.
- Deshidratación mixta.

Aplicación de calor

La aplicación de calor a la corriente de emulsión en instalaciones modernas y en estaciones de tratamiento se hace como un todo, es decir, no usan calentadores que estén separados de otros recipientes de calentamiento; el calentador por sí, es una parte

integral de un simple recipiente de tratamiento en la cual el calentamiento y el tratamiento se complementan.

La aplicación de calor produce una disminución exponencial de la viscosidad del crudo, y aumenta la diferencia de densidades entre las dos fases.

Separación gravitacional

El asentamiento gravitacional se lleva a cabo en grandes recipientes llamados tanques, sedimentadores, tanques de lavado, “gun barrels” y eliminadores de agua libre (EAL o “Free Water Knockout” FWK).

Su aplicación es generalmente necesaria, pero sólo en los casos de emulsiones inestables, en las cuales permite la separación del agua y del aceite en un tiempo adecuado para las operaciones.

Lavado

Consiste en hacer pasar la emulsión estabilizada a través de un colchón de agua, generalmente caliente, para provocar la disolución de las gotas de agua suspendidas.

Centrifugación

Es un método por el cual se puede separar mezclas, utiliza la acción de la fuerza centrífuga para promover la aceleración de partículas en la mezcla y debido a la diferencia de densidades se generan dos fases claramente distintas en el recipiente durante la centrifugación.

Aplicación de electricidad

Consiste en utilizar un campo eléctrico, relativamente fuerte, que induce una orientación polarizada de cargas sobre las moléculas en las superficies de las gotas de agua; los cambios de polaridad del campo eléctrico aplicado ocasionan una alta frecuencia de choques entre las gotas de agua, con lo que se acelera la coalescencia y se reduce significativamente el tiempo de reposo requerido por el crudo tratado.

Se utiliza en combinación con los métodos químico y mecánicos en la deshidratación de crudos.

Deshidratación mixta

Basándose en los requerimientos esenciales de proceso de deshidratación, todos los sistemas existentes y los que se van a diseñar en un futuro siempre estarán conformados por una combinación de dos o más de los métodos anteriormente descritos.

IV.1.2.2 Equipos utilizados en la deshidratación de aceite

Con la finalidad de separar las fases líquidas se han inventado varios equipos que utilizan los principios mecánicos para la deshidratación del crudo, estos equipos reciben un nombre característico principalmente al principio que utilizan. Entre la diversidad de equipos existentes se puede hacer especial mención a los calentadores u hornos, separadores gravitacionales, separadores de agua libre, tanques de lavado y separadores electrostáticos.

IV.1.2.2.1 Calentadores

Los tratadores-calentadores tienen el objetivo de transmitir energía al flujo de hidrocarburos y agua por medio de la combustión de algún combustible (comúnmente gas natural), y así aumentar la temperatura del sistema para romper las emulsiones en el flujo.

Componentes de un calentador

- a) **Chimenea** – su función es el de desplazar los vapores o gases de combustión hacia el ambiente.
- b) **Regulador de tiro** – Absorbe el aire del ambiente a través de los registros del quemador, regulando así el flujo de gases de escape.
- c) **Línea de entrada y salida del aceite** – Está unida al serpentín, en la entrada y salida del hidrocarburo a calentar.
- d) **Ventana de seguridad** – Abertura en la parte lateral del calentador, la cual se abre cuando hay una sobrepresión en el equipo.
- e) **Línea de entrada de gas** – Tubería por donde se suministra el combustible (gas) a los quemadores.
- f) **Serpentines** – Tubos hechos de acero (material resistente a altas temperaturas), comúnmente son horizontales con llama externa a los tubos.
- g) **Cámara de combustión** – Estructura metálica que circunda los serpentines y en su interior se localizan los quemadores.

- h) **Instrumentos de control** – Dispositivos que controlan y protegen los parámetros (presión, gasto, temperatura, etc.) en un calentador.
- i) **Quemador** – Tiene la función de aportar la energía calorífica necesaria a los fluidos que circulan en el calentador para aumentar su temperatura.
- j) **Ventanas de ventilación** – Ubicadas en la parte lateral del equipo y su única función es el circular el aire del ambiente a través del calentador.
- k) **Mirillas** – Permiten observar el proceso de combustión del combustible y verificar su eficiencia de forma cualitativa.
- l) **Cabezal** – Unión que une dos tubos en el serpentín.
- m) **Cámara de convección** – Sección del calentador compuesta por un banco de tubos, el cual recibe el calor generado de los gases calientes.
- n) **Cámara de radiación** – Sección del horno en el cual el calor es transferido a los tubos del horno principalmente por la radiación que emite la llama.
- o) **Conexión entre las secciones convección y radiación (Crossover)** – Tubería que transfiere el fluido (aceite) procesado desde la salida de la sección de convección a la entrada de la sección de radiación.

Ventajas y desventajas de los calentadores

En general, el calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

- Reducción de la viscosidad de la fase continúa.

- Incremento del movimiento browniano y la colisión de las gotas de agua para su coalescencia.
- Incremento de la diferencia de densidad entre la salmuera y el aceite.
- Disolución de las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones.
- Debilitamiento de la película de emulsionante que rodea a las gotas de agua.

Desventajas:

- Es un equipo costoso.
- Provocación de la migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gas. Esta pérdida de volátiles ocasiona una disminución de volumen del crudo calentado y una disminución en su gravedad API.
- Incremento en los costos del combustible.
- Incremento en los riesgos en las instalaciones.
- Requerimientos de mayor instrumentación y control.
- Requerimientos de mantenimiento mayores.
- Aumento de la tendencia a deposición de incrustaciones.

Estos equipos pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor al sistema.

Calentadores de fuego directo u hornos

En los calentadores de tipo fuego directo el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada con la superficie interna del calentador (Figura IV.3), así la emulsión se pone en contacto directo con los tubos de fuego, o elementos de

calentamiento. Por lo general, los calentadores directos son usados para calentar emulsiones no corrosivas que están comparativamente a baja presión.

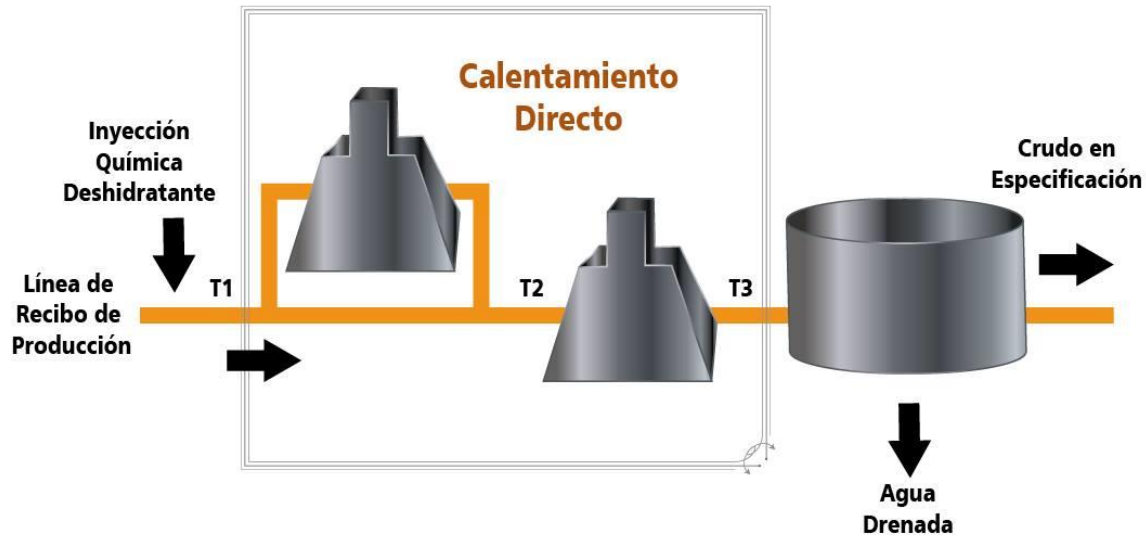


Figura IV.3 Diagrama de un sistema de deshidratación con calentador directo

Los calentadores de fuego directo, cuando operan bajo condiciones apropiadas, son los tipos más eficientes de calentadores, aunque este tipo presenta problemas de sedimentación y de corrosión pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los calentadores indirectos.

La eficiencia de un calentador es determinada por la cantidad de cuanto gas es quemado para calentar a la temperatura deseada los barriles de emulsión.

Cuatro tipos básicos de calentadores son usados en el campo:

- Calentadores tubulares.
- Calentadores de chaquetas de fluido.
- Calentadores de tubos de fuego internos.
- Calentadores de volumen o tipo jarra.

a) Calentadores tubulares

Los calentadores tubulares son similares en construcción a un alambique de tubería de refinерías. La tubería recta que transporta el fluido a ser calentado está suspendida con los tubos de fuego. Los tubos son conectados unos con otros por medios de uniones en “U” (Figura IV.4). Un banco o más de tubos pueden usarse, dependiendo el volumen en el cual va a ser calentado. Los bancos de tubos son cerrados mediante una carcasa en la cual el fuego de los quemadores calienta a los tubos y al fluido a través de ellos.



Figura IV.4 *Calentadores tubulares*

Los tubos de la tubería deben ser inspeccionados regularmente por la formación de incrustaciones y corrosión. La aplicación directa del fuego a menudo causa “manchas calientes (hot spot), que son más parecidos a la corrosión y a las incrustaciones que otras manchas, especialmente si el flujo a través del tubular es intermitente.

Durante el periodo cuando ellas no fluyen y el fluido está sin movimiento con el calentador, el fluido puede ser calentado a lo largo del tubo que alguno de estos se evaporan, saliendo una incrustación con los tubos.

Los calentadores tubulares también pueden llegar a estar taponados por la formación de incrustaciones cuando el agua está pasando a través de ellos. Las incrustaciones de ambas fuentes interfieren con la transferencia de calor del fuego al fluido, provocando un decremento en la eficiencia del calentador, en respuesta se deberá remover antes de que la incrustación llegue a hacerse tan gruesa como para restringir el flujo. Los tubos usualmente pueden ser inspeccionados, limpiados, y reemplazados separadamente o en grupos cuando sea necesario.

Los calentadores tubulares son utilizados en sistemas donde el flujo es estacionario, la presión es baja, y a la emulsión que está siendo producida tiene poca tendencia a incrustarse cuando se calienta; por lo que son la mejor opción para este tipo flujo.

b) Calentadores de chaquetas calentadoras de fluido

Los calentadores de chaquetas calentadoras son fabricados en modelos horizontales y verticales. Ellas son muy similares, ambas consisten de una carcasa cilíndrica con una entrada grande, con una chimenea central. La chimenea sirve como un tubo de fuego y está rodeada por fluido. El fluido al ser calentado llena el espacio anular entre la carcasa y la chimenea central. La emulsión se introduce por la entrada cercana al fondo del calentador, es calentada por la chimenea central, y es descargada por una salida cercana al tope del calentador.

Los calentadores de chaquetas calentadoras son susceptibles a problemas con los quemadores sino son limpiados escrupulosamente a intervalos regulares. Los sedimentos y los lodos no se les pueden permitir acumularse en la porción más baja, de la porción llena con fluido del calentador. Estos calentadores son apropiados solamente para cargas calientes ligeras donde el fluido a ser manejado sea no corrosivo y no esté lleno de sedimentos ni de lodos.

c) Calentadores de tubos de fuego internos

Un calentador de tubos de fuegos internos es usualmente un recipiente presurizado horizontal con los tubos de fuego removibles. Los tubos de fuego son construidos de tal manera que el fuego va dentro del calentador y los gases calientes de la chimenea retornan a través de los mismos tubos de fuego. Es decir, la chimenea de escape está en el mismo extremo del recipiente como el calentador.

La emulsión entra por un tubo situado en el tope a través de un distribuidor debajo de la tubería de tubos de fuego y fluye fuera hacia la salida por el tope de la carcasa del calentador, así como se muestra en la Figura IV.5.

El distribuidor de la tubería causa que la emulsión se disperse hacia afuera, para prevenir flujo desigual e irregular y los efectos de las manchas calientes causados por la falta de cubrimiento de la emulsión en partes del calentador. Los tubos de fuego deben ser removidos e inspeccionados periódicamente cuando se use este tipo de calentador, debido aun cuando nos es afectado malamente por incrustaciones como otros diseños, la corrosión es un factor bastante serio. Los calentadores de tubos de fuego internos solo deben usarse cuando la producción de los pozos es no corrosiva y el flujo es especialmente constante.



Figura IV.5 *Calentador de tubos de fuego internos horizontal*

d) Calentador de volumen o tipo jarra

Los calentadores de jarra, son similares a los tubos de fuego internos, excepto en que los calentadores de jarra tienen una pequeña carcasa vertical, la cual normalmente se llena con agua caliente. La emulsión entra al calentador a través de una tubería distribuidora debajo de los tubos de fuego internos los cuales se desplazan hacia el tope de la carcasa, pasando a través de la carcasa, la emulsión es lavada por agua caliente lo cual ayuda a romper la emulsión y reducir la carga de la otra parte del sistema tratante.

Los tratadores tipo jarra pueden usarse con fluidos que son medianamente corrosivos, especialmente cuando el material corrosivo es el petróleo crudo en vez del agua.

Calentadores de fuego indirecto

En los calentadores de tipo indirecto el proceso de transferencia de calor se efectúa mediante un baño de agua caliente, en el cual se encuentra sumergida la tubería que transporta la emulsión. Este tipo de calentadores disminuye el riesgo de explosión y son utilizados en instalaciones donde es posible recuperar calor, tales como el gas caliente de salida de las turbinas.

Un calentador de fuego indirecto consiste de tres partes principales:

- El cuerpo.
- Los tubos de fuego.
- El haz de tubos de flujo.

Los tubos de fuego y el haz de tubo de flujo pueden ser construidos en el cuerpo mismo, pero son usualmente removibles para facilidad de limpieza, inspección y reemplazo.

En la Figura IV.6 se muestra un diagrama de un sistema de deshidratación con calentador indirecto donde se puede observar cualitativamente los porcentajes de agua y aceite contenidos en los tanques.

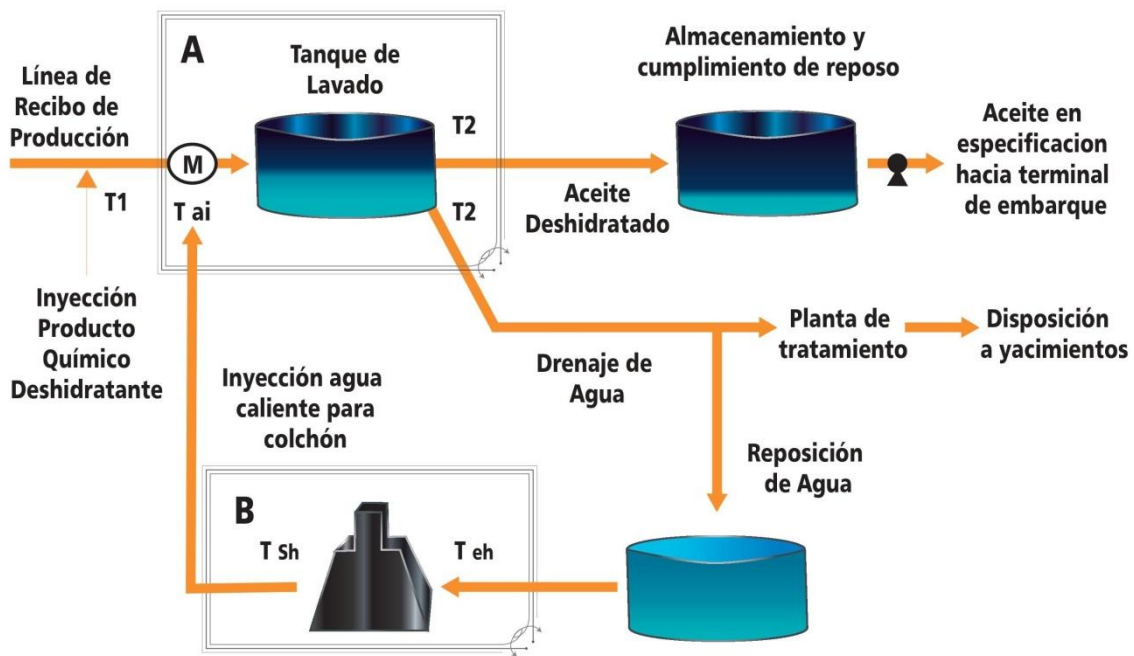


Figura IV.6 Diagrama de un sistema de deshidratación con calentador de fuego indirecto

IV.1.2.2.2 Separadores gravitacionales

El asentamiento gravitacional se lleva a cabo en grandes recipientes llamados tanques, sedimentadores, tanques de lavado, “gun barrels” y eliminadores de agua libre (EAL o “Free Water Knockout FWK”).

En la Figura IV.7 se muestra un diagrama típico del sistema de separadores gravitacionales.

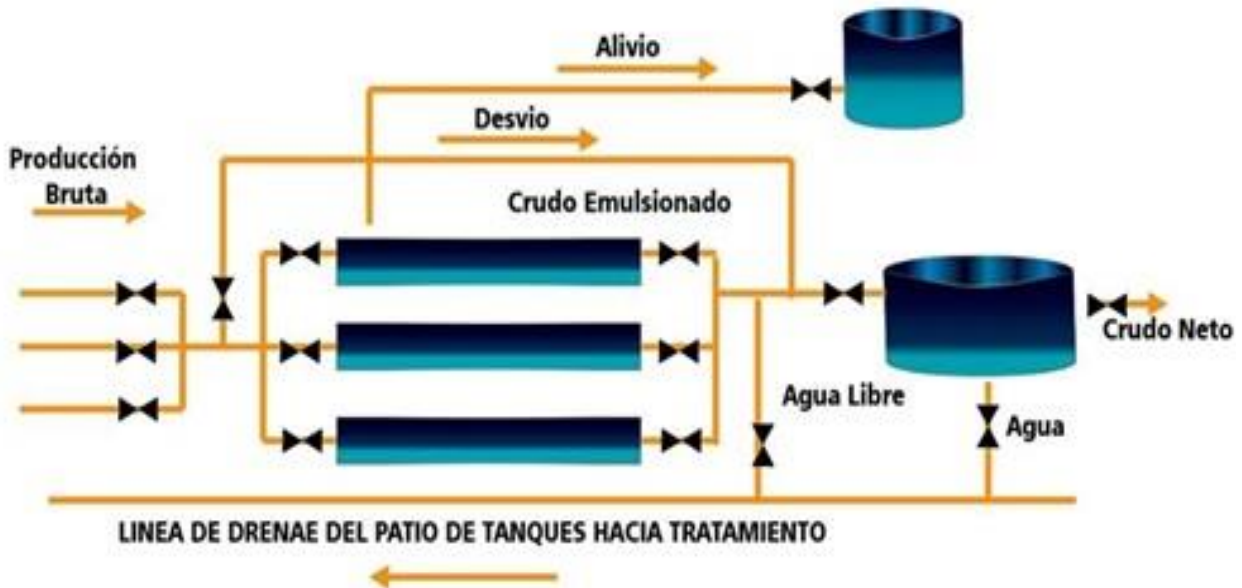


Figura IV.7 Diagrama típico de un sistema de separadores gravitacionales

Eliminadores de agua libre (EAL) o “Free Water Knockout” (FWK)

Los eliminadores de agua libre (EAL) son utilizados solamente para remover grandes cantidades de agua que es producida en la corriente, pero que no está en su mayoría emulsionada y se asienta fácilmente en menos de 5-20 minutos. Este equipo opera usualmente a 50 [psi] (345 [kPa]) o menos debido a su ubicación en el sistema del proceso; el aceite a la salida de un EAL todavía contiene desde 1 hasta 30 % de agua emulsionada.

En las Figuras IV.8 e IV.9 se muestran las dos formas (horizontal y vertical) en las que se pueden encontrar los eliminadores de agua libre.

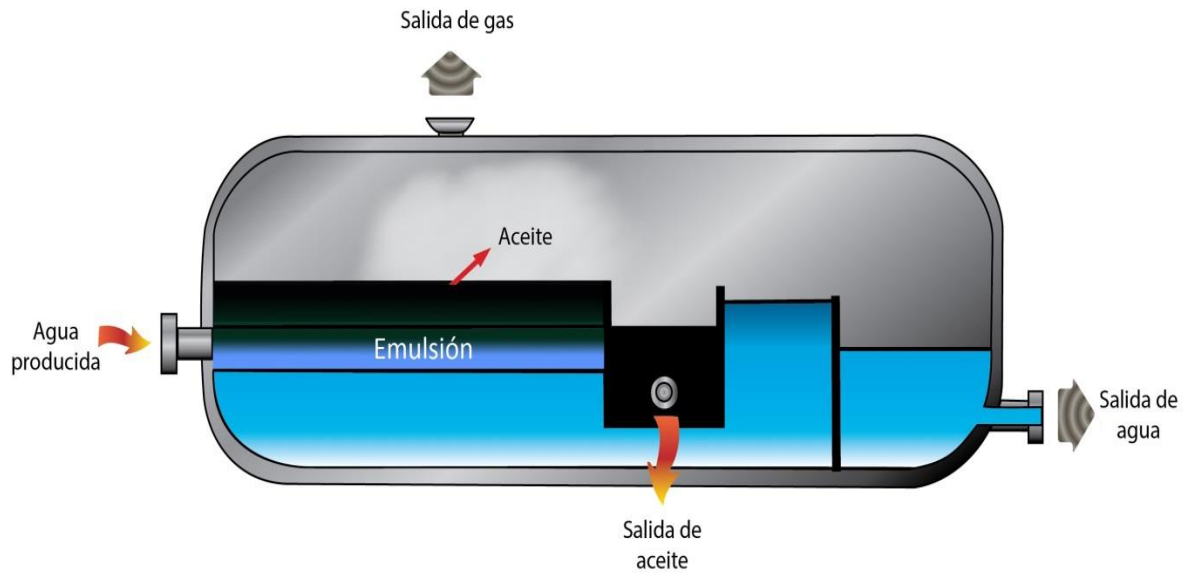


Figura IV.8 *Eliminador de agua libre horizontal*

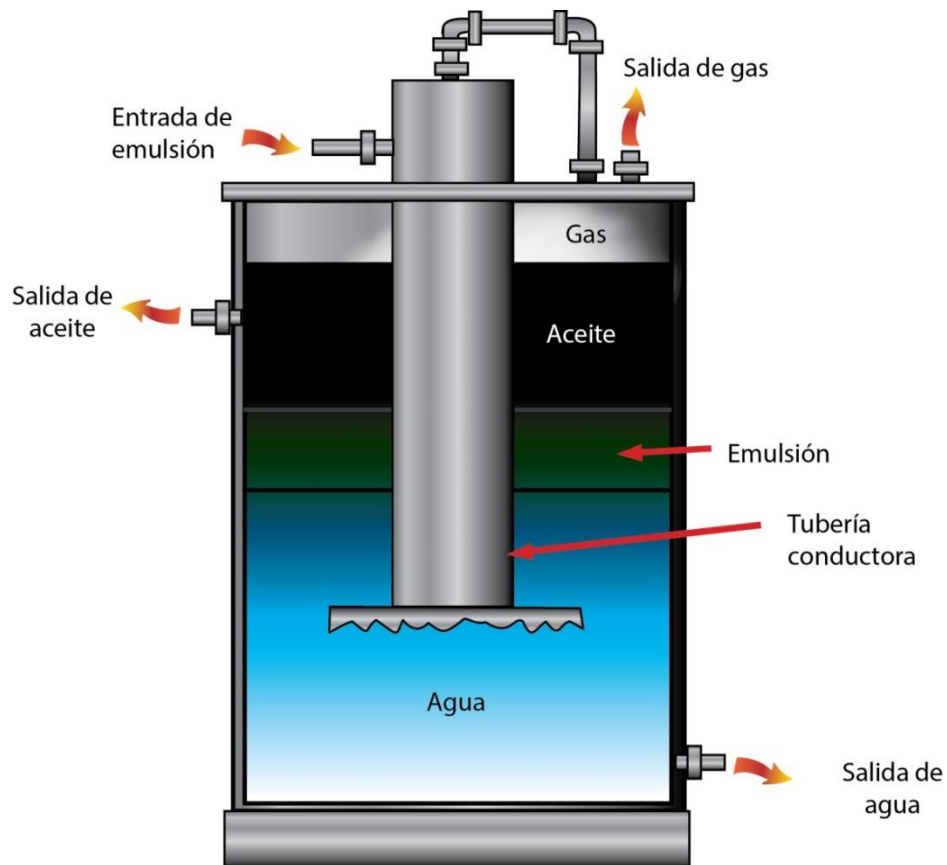


Figura IV.9 *Eliminador de agua libre vertical*

Los eliminadores de agua libre (EAL), no son lo mejor ya que ellos solo remueven el agua libre. Están protegidos por ánodos de sacrificio y por aditivos para prevenir la corrosión por el efecto del agua de sal.

Tanques de lavado o “Gun barrels”

Otro separador gravitacional que es importante mencionar son los tanques de lavado o comúnmente llamados “Gun Barrels”. Generalmente estos recipientes operan con media parte de agua (colchón de agua) y la otra parte lo cubre el aceite, en tanto que la fase líquida desciende por el tubo degasificador y entra a la zona del agua de lavado a través de un distribuidor, que se encarga de esparcir la emulsión lo más finamente posible a fin de aumentar el área de contacto entre el agua de lavado y la emulsión, favoreciendo así la coalescencia de las partículas de agua. La emulsión fluye a través del agua en el interior del tanque de lavado siguiendo la trayectoria forzada por baffles internos que permiten incrementar el tiempo de residencia. El aceite por ser más liviano que la emulsión asciende pasando a formar parte de la zona correspondiente al aceite deshidratado.

En la Figura IV.10 se muestra el proceso de separación agua-aceite en tanques.

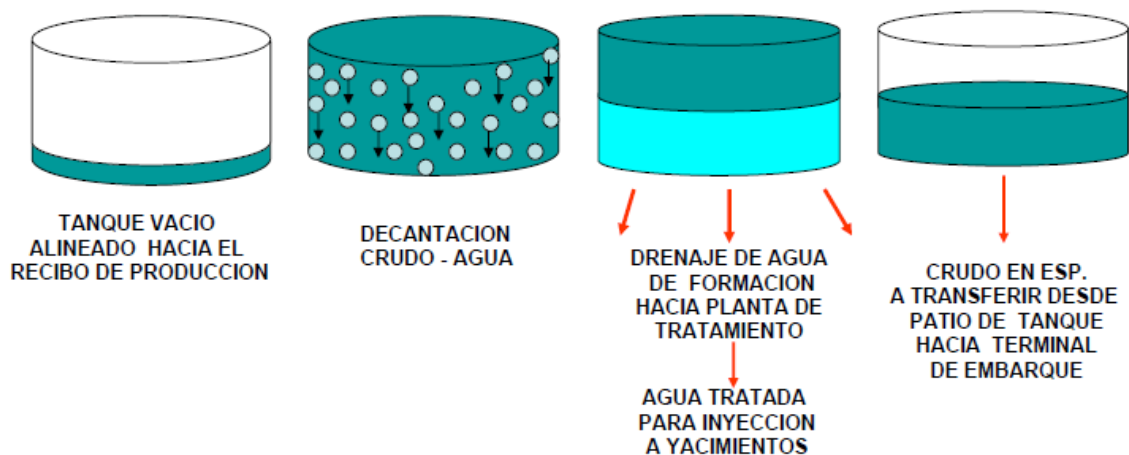


Figura IV.10 Proceso de separación agua-aceite en tanques de lavado

Este proceso de deshidratación se ve afectado por altas velocidades de flujo, exceso de gas, descensos en la temperatura del fluido y recuperación de emulsiones envejecidas; por lo tanto, la eficiencia del mismo depende del control total de estas variables. El tiempo de residencia oscila de 3 a 36 horas.

Su funcionamiento consiste en que la emulsión entra al área de desgasificación, donde se produce la liberación del gas remanente a través del sistema de venteo.

Entre los equipos más utilizados por la industria petrolera se mencionan los tanques de lavado de tipo:

- Helicoidal
- Rasurado
- Concéntrico o araña.

La Figura IV.11 muestra un esquema de un tanque de lavado helicoidal, mientras que las Figuras IV.12 e IV.13 muestran un tanque de lavado concéntrico en diferentes perfiles.

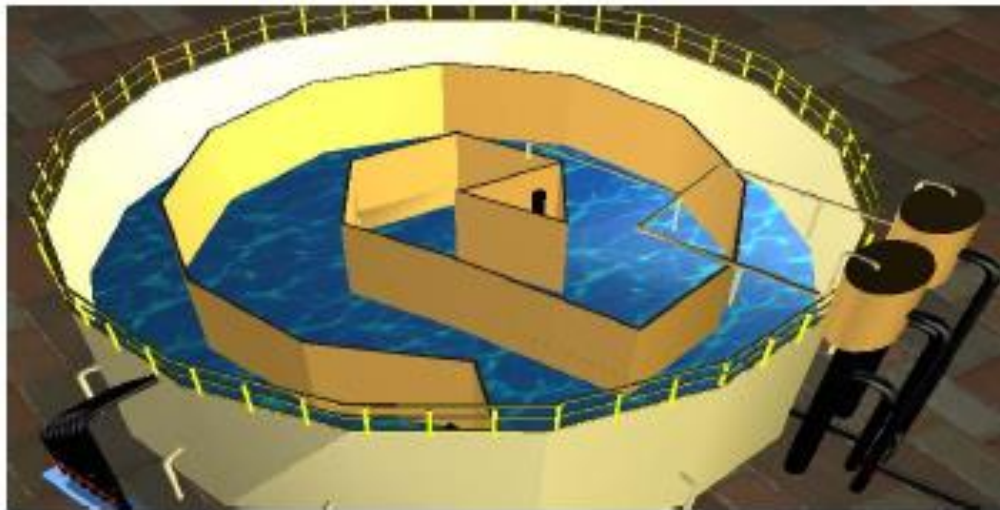


Figura IV.11 *Tanque de lavado helicoidal*

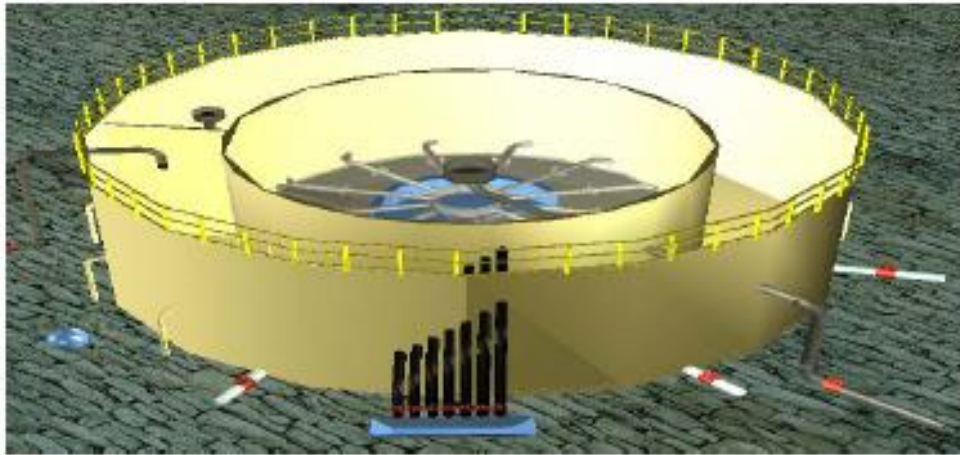


Figura IV.12 *Tanque de lavado concéntrico (Vista de perfil)*

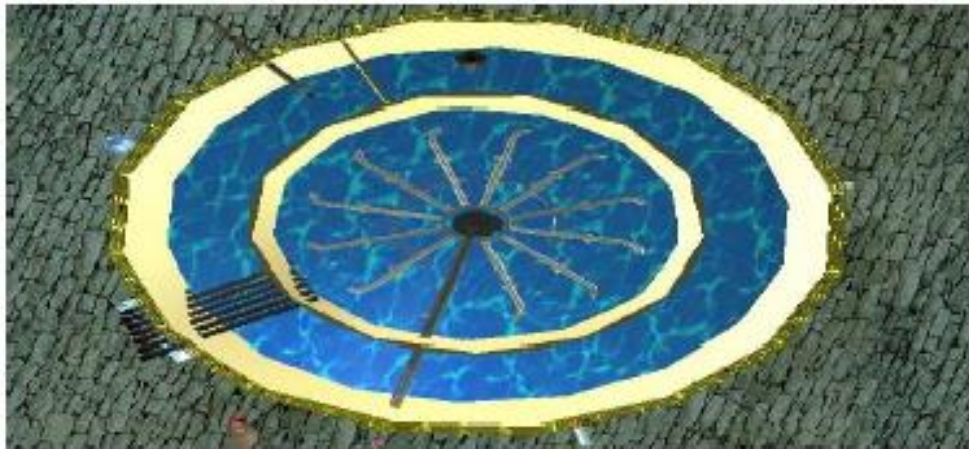


Figura IV.13 *Tanque de lavado concéntrico (Vista horizontal)*

IV.1.2.2.3 Deshidratador electrostático

El deshidratador electrostático consiste en un recipiente cilíndrico, de forma horizontal, con el propósito de aprovechar el área interna disponible al máximo.

Los procesos de deshidratación electrostática consisten en someter la emulsión a un campo eléctrico de intensidad (Figura IV.14), generado por la aplicación de un alto voltaje entre dos electrodos (Figura IV.15).

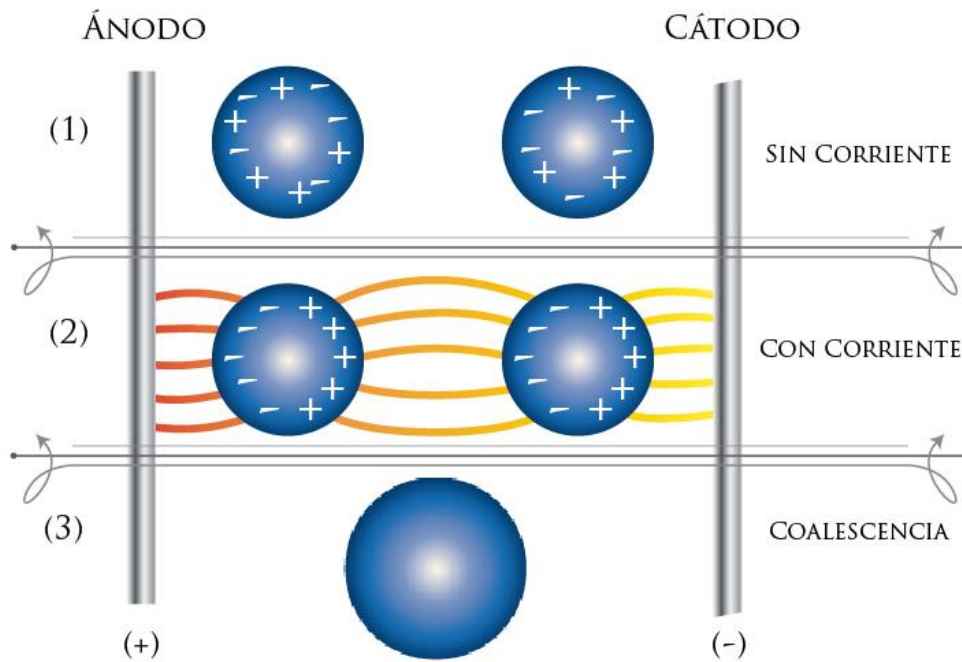


Figura IV.14 Efecto del campo eléctrico en la emulsión

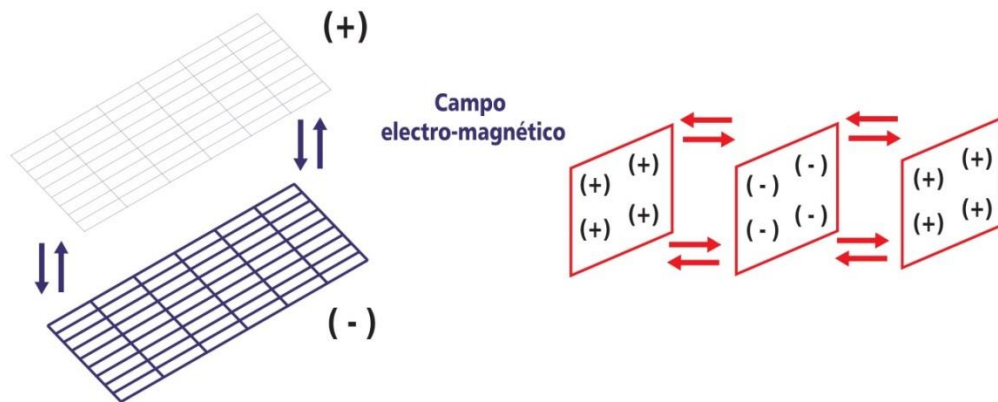


Figura IV.15 Campo electromagnético generado en dos o tres electrodos

La aplicación del campo eléctrico sobre la emulsión induce a la formación de dipolos eléctricos en las gotas de agua, lo que origina una atracción entre ellas, incrementando su contacto y su posterior coalescencia. La Figura IV.16 muestra un diagrama donde se aprecia la colocación de dos electrodos de forma horizontal en el separador y el colchón de agua.

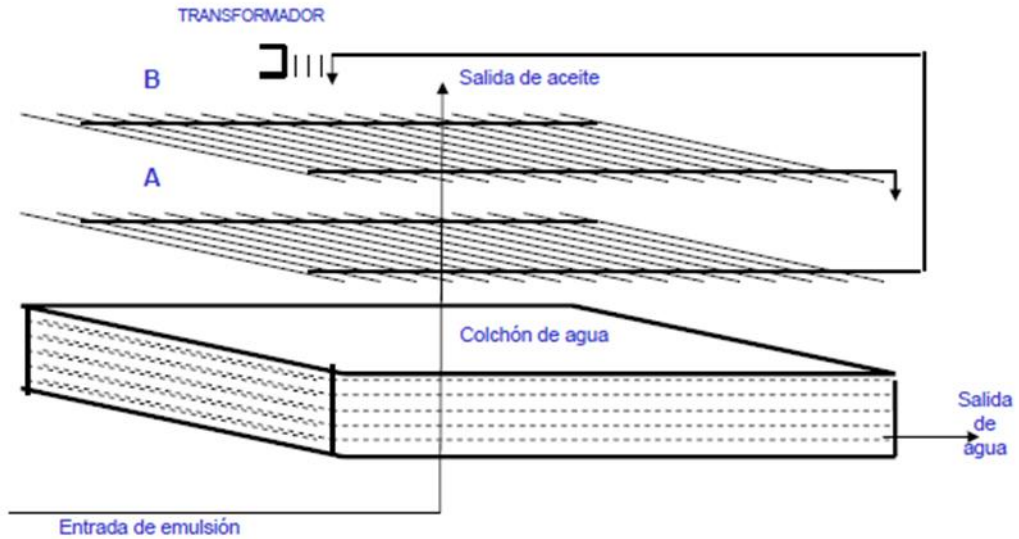


Figura IV.16 Electrodo (A y B) y colchón de agua

La Figura IV.17 muestra un desalador en 3D en donde se observan sus electrodos y tuberías, los cuales están colocados como lo propone la Figura IV.16.

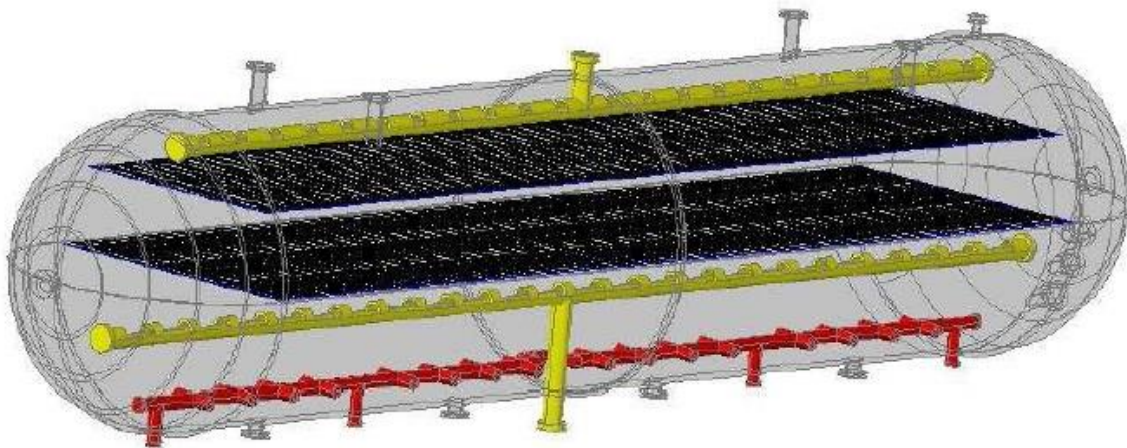


Figura IV.17 Desalador con internos (Vista de perfil)

El tratador electroestático tiene aplicación una vez que la emulsión ha sido previamente tratada con productos demulsificantes y se haya aplicado calor. Se aplica con buen éxito en aceites pesados (10 °API).

Ventajas de la deshidratación eléctrica

- Requiere vasijas de menor tamaño, bajos tiempos de retención (Ideales para plataformas marinas).
- Requiere menos reactivos químicos (25 a 75 % de ahorro).
- Requiere menos calor (rompimiento de la emulsión a bajas temperaturas).
- Mantiene el volumen y °API del aceite tratado (no hay evaporación alta).
- Prácticamente no requiere mantenimiento.
- Mejor control de contaminantes en el agua de deshecho.
- Menos sensibles a cambios de gastos o características de emulsión.
- La emulsión puede ser rota a valores de temperatura muy por debajo de las temperaturas manejadas en equipos de separación.

Desventajas de la deshidratación eléctrica

- Requerimientos de supervisión constante en su operación.
- Gastos por consumo de energía y mantenimiento.
- El nivel de agua libre es una variable difícil de controlar (Corto circuito).
- Es necesario la instalación de un sistema de carga (Flujo constante).

Cabe mencionar que entre los retos más difíciles de los separadores electrostáticos está en el manejo de los aceites pesados porque la conductividad de estos se encuentra en el orden de magnitudes mayores a las mezclas manejadas por la refinería. Del mismo modo, debe manejarse con todos sus problemas las cargas de pequeñas partículas y alta carga de sólidos, así como también cargas de sales cristalinas y problemas sustanciales de precipitación de asfáltenos.

Comparación entre un tanque de lavado y un separador electroestático

A continuación en la Tabla IV.2 se muestra diversos aspectos en la deshidratación y la efectividad que tienen los tanques de lavado y separadores electroestáticos en esta.

Tabla IV.2 Aspectos y efectividad de tanques de lavado y separadores electroestáticos

Aspectos	Taques de lavado	Separador electroestático
Eficiencia en la deshidratación	Eficiente	Eficiente
Eficiencia en el desalado	Poco eficiente	Eficiente
Tiempo de proceso	Altos	Cortos
Tipo de operación	Sencilla	Sencilla
Control de corrosión	Necesario	Necesario
Consumo de combustible	Variable	Variable
Consumo de deshidratante	Altos	Bajo
Tamaño del recipiente	Muy grande	Pequeño
Tiempo de instalación	Largo	Corto
Capacitación de operadores	Mínima	Moderada
Mantenimiento	Poco frecuente	Frecuente
Sistema contra incendios	Complejo	Sencillo

IV.1.3 Optimización del proceso de deshidratación

La Figura IV.18 propone un diagrama de flujo, el cual señala un algoritmo para el proceso de deshidratación que tiene por objetivo señalar las diversas opciones de: equipos, métodos, intervenciones y resultados durante dicha etapa; para así optimizar el sistema a diseñar, el cual es dependiente de los fluidos producidos.



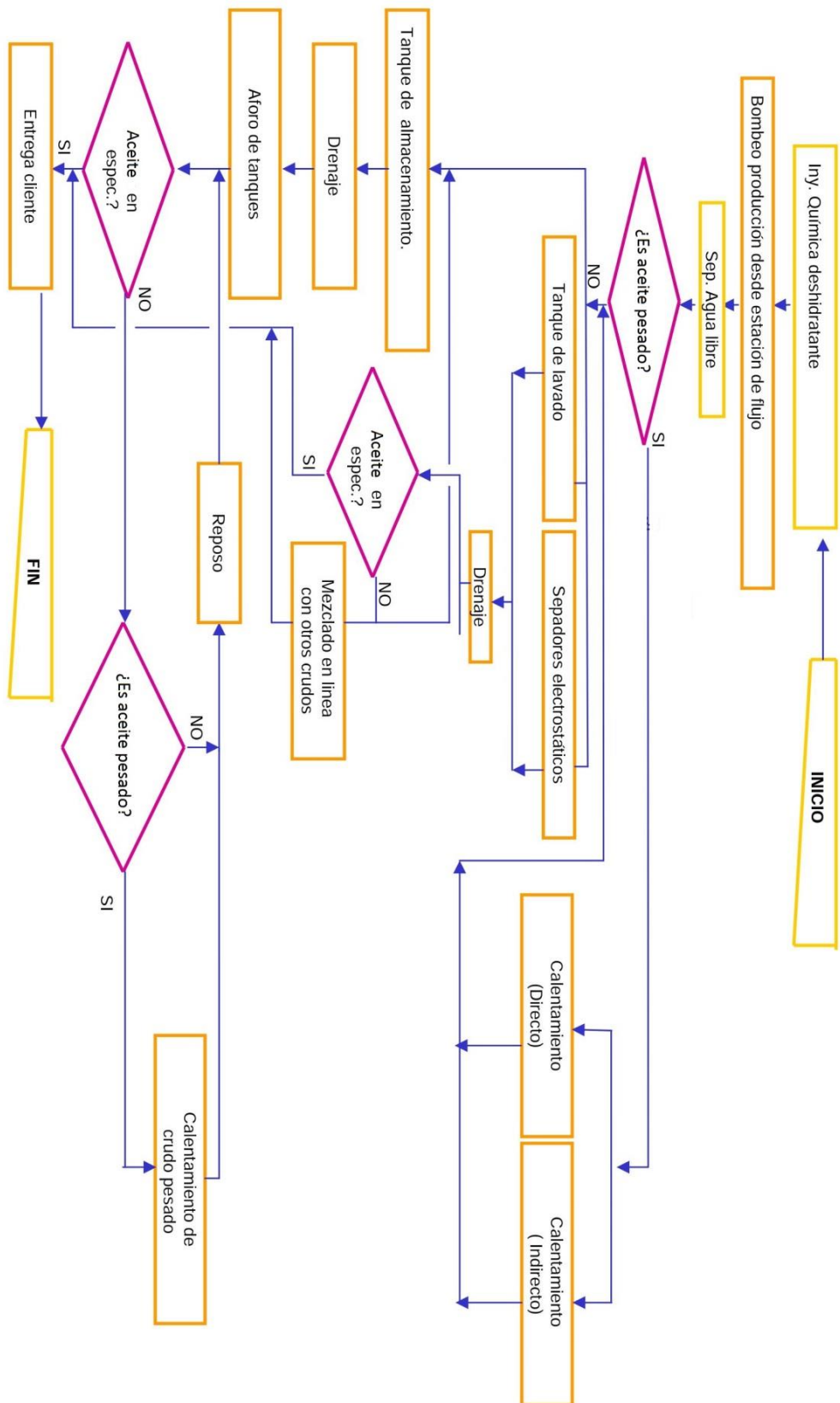


Figura IV.18 Diagrama de flujo para el proceso de deshidratación



IV.2 Diseño de inyección de química deshidratante

El diseño de la concentración (dosis) o volumen del químico a inyectar en una línea de flujo de hidrocarburos, se calcula con la siguiente ecuación:

$$\text{Concentración [ppm]} = 6289.31 * \frac{V_{\text{inyección [Lt]}}}{q_{o \text{ Neto [BND]}}} \quad (\text{IV. 1})$$

Ejemplo de aplicación:

El patio de tanques cocodrilito II tiene tres líneas de producción, se tienen datos de la producción individual de las líneas así como la cantidad de químicos inyectados. La estación A: 17 [MBND] y 66.7 [ppm], la estación B: 21 [MBND] y 62.5 [ppm], la estación C: 10 [MBND] y 52.4 [ppm].

Calcular:

- La concentración de los químicos inyectados cuando las tres líneas convergen.
- Si se agrega una línea más, con una producción de 28 [MBND] y es requerido que la concentración final de la producción total fuera de 98.9 [ppm]. ¿Cuál sería la concentración a inyectar en la nueva línea?

Solución del inciso a:

- Obtener el volumen de inyección total.

$$\begin{aligned} V_{\text{inyección total}} &= \frac{17000[\text{BND}] * 66.7[\text{ppm}]}{6289.31} + \frac{21000[\text{BND}] * 63.5[\text{ppm}]}{6289.31} + \dots \\ &\dots + \frac{10\ 000[\text{BND}] * 52.4[\text{ppm}]}{6289.31} = 475.63 [\text{Lt}] \quad (\text{IV. 1}) \end{aligned}$$

- Obtener la concentración final de la unión de las tres líneas.

$$\text{Concentración}_{\text{Final}} = 6289.31 * \frac{475.63 [\text{Lt}]}{48\ 000 [\text{BND}]} = 62.32 [\text{ppm}] \quad (\text{IV. 1})$$

Por lo tanto la concentración final en el patio de tanques es de 62.32 [ppm].

Tabla IV.3 Resumen de cálculos y resultado final de la concentración final

Datos:				Inyección Química [Lt]	
Patio de tanques	Prod. Neta	48	[MBND]	A	180.29
	Dosis Total	?	[ppm]	B	212.03
Estación A	Producción	17	[MBND]	C	83.32
	Dosis	66.7	[ppm]	Total	475.63
Estación B	Producción	21	[MBND]		
	Dosis	63.5	[ppm]		
Estación C	Producción	10	[MBND]		
	Dosis	52.4	[ppm]		

Patio de Tanques	
[Lt]	[ppm]
475.63	62.32

Solución del inciso b:

1. Obtener el volumen de inyección de la estación D.

$$V_D = V_{Patio} - V_A - V_B - V_C = \frac{76\ 000[BND]}{6289.31} - 473.65 = 356.95 [Lt] \quad (IV.1)$$

2. Obtener la concentración de la estación D.

$$Concentración_D = 6289.31 * \frac{356.95 [Lt]}{28\ 000 [BND]} = 80.18 [ppm] \quad (IV.1)$$

La concentración necesaria en la Estación D es de 80.18 [ppm] para obtener una concentración final de 68.9 [ppm] a un gasto de 76 [MBND].

Tabla IV.4 Resumen de cálculos y resultado final de la concentración necesaria

Datos:				Inyección Química [Lt]	
Patio de tanques	Prod. Neta	76	[MBND]	A	180.29
	Dosis Total	68.9	[ppm]	B	212.03
Estación A	Producción	17	[MBND]	C	83.32
	Dosis	66.7	[ppm]	D	?
Estación B	Producción	21	[MBND]	Total	832.59
	Dosis	63.5	[ppm]		
Estación C	Producción	10	[MBND]		
	Dosis	52.4	[ppm]		
Estación D	Producción	28	[MBND]		
	Dosis	?	[ppm]		

Dosis D	
[Lt]	[ppm]
356.95	80.18



IV.3 Balance para el calentamiento de aceite por método directo en un horno

El balance de energía y masa está representado en el esquema de la Figura IV.19.



Figura IV.19 Balance de energía y masa en un horno

Balance de energía:

$$Q_{Abs} = Q_{salida} - Q_{entrada}$$

$$Q_{Abs} = [M_s * C_p * T_s] - [M_e * C_p * T_e] \quad (IV.2)$$

Balance de masa:

$$M_T = M_{aceite} + M_{agua} = M_o + M_w$$

$$M_T = \sum_{i=1}^j M_i = \sum_{i=1}^j V_{fluido\ i} * \rho_{fluido\ i}$$

$$M_T = M_o + M_w = V_o * \rho_o + V_w * \rho_w \quad (IV.3)$$

Dónde:

$$\rho_o = \frac{\gamma_o}{\gamma_w @ 60 [^{\circ}F]} = \gamma_o * \rho_w = \rho_w * \frac{141.5}{131.5 + ^{\circ}API}$$

El flujo másico y la capacidad calorífica se mantiene constante en la entrada y la salida del horno, por lo que la ecuación IV.2 se simplifica de la siguiente forma:

$$Q_{abs} = M_T * C_p * [T_s - T_e] \quad (IV.4)$$

La capacidad calorífica total está definida de la siguiente forma:

$$C_{p T} = \sum_{i=1}^j C_{p \text{ aceite } i} * X_{\text{fluido } i}$$

$$C_{p T} = C_{p \text{ aceite}} * X_{\text{aceite}} + C_{p \text{ agua}} * X_{\text{agua}} \quad (IV.5)$$

Dónde:

$$X_T = X_{\text{aceite}} + X_{\text{agua}} = 1 \quad (IV.6)$$

$$C_{p \text{ aceite}} = \frac{0.388 + 4.5 * 10^{-4} * T}{\sqrt{\gamma_o}} \left[\frac{BTU}{lbm \text{ } ^\circ F} \right] \quad (IV.7)$$

$$C_{p \text{ agua}} = 1 \left[\frac{BTU}{lbm \text{ } ^\circ F} \right]$$

Límites:

$$32 < T \text{ [}^\circ\text{F]} < 400$$

$$0.75 < C_p < 0.96$$

Sustituyendo (IV.5) en (IV.4) se tiene:

$$Q_{Abs} = (M_T * C_{p o} * X_o * [T_s - T_e]) + (M_T * \rho_w * C_{p o} * X_w * [T_s - T_e]) \quad (IV.8)$$

Si se requiere un cálculo del calor absorbido respecto del tiempo:

$$Q_{Abs} = \left(\frac{M_T}{t} * C_{p o} * X_o * [T_s - T_e] \right) + \left(\frac{M_T}{t} * C_{p w} * X_w * [T_s - T_e] \right)$$

$$Q_{Abs} = \{ (q_T * \rho_w * C_{p o} * X_o * [T_s - T_e]) + (q_T * \rho_w * C_{p w} * X_w * [T_s - T_e]) \} \quad (IV.9)$$

El cálculo del calor absorbido en unidades de campo utilizando la ecuación (IV.9) es:

$$Q_{Abs} = 5.61 * \{ (q_T * \rho_o * C_{p o} * (1 - X_w) * [T_s - T_e]) + \dots \\ \dots + (q_T * \rho_w * C_{p w} * X_w * [T_s - T_e]) \} \quad (IV.10)$$

De una forma simplificada:

$$Q_{Abs} = A + B \quad [BTU/día] \quad (IV.11)$$

Dónde:

$$A = 5.61 * (q_T * \rho_o * C_{p o} * (1 - X_w) * [T_s - T_e])$$

$$B = 5.61 * (q_T * \rho_w * C_{p w} * X_w * [T_s - T_e])$$

Para el cálculo de la eficiencia de un calentador directo se tiene la siguiente ecuación:

$$Eficiencia\ de\ un\ calentador = \frac{Q_{Abs}}{Q_{entregado\ al\ horno}} * 100\ %$$

$$Q_{entregado\ al\ horno} = q_g\ alimentación * C_{p\ g\ alimentación}$$

$$Eficiencia = \frac{Q_{Abs}}{q_g\ alimentación * C_{p\ g\ alimentación}} * 100\% \quad (IV.12)$$

Ejemplo de aplicación:

Un aceite de 13.6 [API] manejado en el patio de tanques, es calentado desde 126[°F] hasta 176 [°F], a través de tres calentadores (un calentador de 25 [MMBTU/hr] y dos de 44 [MMBTU/hr]), de fuego directo, el sistema de calentamiento presenta una eficiencia promedio de 65%. La producción actual es de 143 [Mbls].

Calcular:

- a) La temperatura de salida de la producción del calentador al lograr hacer el reacondicionamiento mayor de todos los calentadores del patio de tanques, estimando una nueva eficiencia de 85%. Asumir la capacidad calorífica del crudo igual a 0.55 [BTU/Lbm °F] para el rango de temperatura de operación.
- b) Siendo la temperatura calculada anteriormente la temperatura óptima del proceso determinar el momento en que el patio de tanques requerirá de la adición al proceso, un calentador extra para el calentamiento de la segregación en cuestión, tomando los pronósticos de producción mostrados a continuación:

Año	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Producción[Mbls]	143	147.6	158.6	161.4	166.4	168.9	171.9	174.9	176.9	178.4



Solución:

Datos							
X_w	34.0%	%	Cp aceite	0.55	[BTU/Lbm*°F]	Ef. Actual	65%
°API	13.6	°	Cp agua	1	[BTU/Lbm*°F]	Ef. óptima	85%
ρ_w	62.4	[lb/ft ³]	ρ_o	60.85	[lb/ft ³]		
T_e	126	[°F]	T_s	176	[°F]		

Solución del inciso a)

1. Obtener el calor absorbido por el sistema en [BTU/hr]

$$A = 5.61 * (143,000[bls] * 60.85 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 0.55 \left[\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} \right] * \dots$$

$$\dots * (1 - 0.34) * [176 - 126][^\circ F]) = 886,031,465.51 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

$$B = 5.61 * (143,000[bls] * 62.4 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 1 \left[\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} \right] * \dots$$

$$\dots * 0.34 * [176 - 126][^\circ F]) = 851,005,584.00 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

$$Q_{Abs} = 886,031,465.51 + 851,005,584.00 = 1,737,037,049.51 \left[\frac{BTU}{día} \right] \quad (IV. 11)$$

$$Q_{Abs} = \frac{1,737,037,049.51 \left[\frac{BTU}{día} \right]}{24 \left[\frac{hr}{día} \right]} = 72,376,543.73 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

Tabla IV.5 Datos del cálculo del calor absorbido por el agua y el aceite

Año	Prod Neta [bls]	A [BTU/día]	B [BTU/día]	[BTU/día]	[BTU/hr]
2015	143,000	886,031,465.51	851,005,584.00	1,737,037,049.51	72,376,543.73

2. Calcular la temperatura óptima con una eficiencia del 85%.

$$\frac{Q_{Abs @ 65\%} \rightarrow 72,376,543.73}{Q_{Abs @ 85\%} \rightarrow ?}$$

$$Q_{Abs @ 85\%} = \frac{0.85 * 72,376,543.73}{0.65} = 94,646,249.49 \left[\frac{BTU}{hr} \right]$$



$$T_s = \frac{94,646,249.49 \left[\frac{BTU}{hr} \right]}{5.61 * 143,000 [bls] * \left(60.85 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * (1 - 0.34) * 0.55 \left[\frac{BTU}{lb^\circ F} \right] + 62.4 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 0.34 \right) * \dots} \dots * 24 \left[\frac{hr}{día} \right] + 126 [^\circ F] = 191.38 [^\circ F] \quad (IV. 11)$$

Por lo tanto la temperatura óptima a la salida es de 191.38 [°F].

Solución al inciso b)

1. Calcular la capacidad del sistema instalada de los calentadores.

$$Capacidad_{instalada} = 25 \left[\frac{MMBTU}{hr} \right] + 2 * 44 \left[\frac{MMBTU}{hr} \right] = 113 \left[\frac{MMBTU}{hr} \right]$$

2. Calcular la capacidad requerida (Q_{Abs}) para cada año utilizando el procedimiento del paso 1 en el inciso “a”, presentar el calor absorbido en [BTU/hr].

Tabla IV.6 Resultados de calor absorbido para los pronósticos de producción esperados y la capacidad instalada

Año	Prod. Neta [Mbls]	A [MMBTU/día]	B [MMBTU/día]	Q _{Abs} [MMBTU/día]	Capacidad requerida [MMBTU/hr]	Capacidad instalada [MMBTU/hr]
2015	143.0	1,158.66	1,112.85	2,271.51	94.65	113.00
2016	147.6	1,195.93	1,148.65	2,344.58	97.69	113.00
2017	158.6	1,285.06	1,234.26	2,519.31	104.97	113.00
2018	161.4	1,307.74	1,256.05	2,563.79	106.82	113.00
2019	166.4	1,348.25	1,294.96	2,643.21	110.13	113.00
2020	168.9	1,368.51	1,314.41	2,682.92	111.79	113.00
2021	171.9	1,392.82	1,337.76	2,730.58	113.77	113.00
2022	174.9	1,417.13	1,361.11	2,778.23	115.76	113.00
2023	176.9	1,433.33	1,376.67	2,810.00	117.08	113.00
2024	178.4	1,445.48	1,388.34	2,833.83	118.08	113.00

3. Seleccionar el año donde la capacidad requerida del sistema sobre pasa la capacidad instalada del sistema.



$$\text{Año 2021 } 113.77 > 113 \left[\frac{\text{MMBTU}}{\text{hr}} \right]$$

Una forma eficiente de observar el punto donde la capacidad requerida sobrepasa la capacidad instalada es por medio de una gráfica (Figura IV.20).

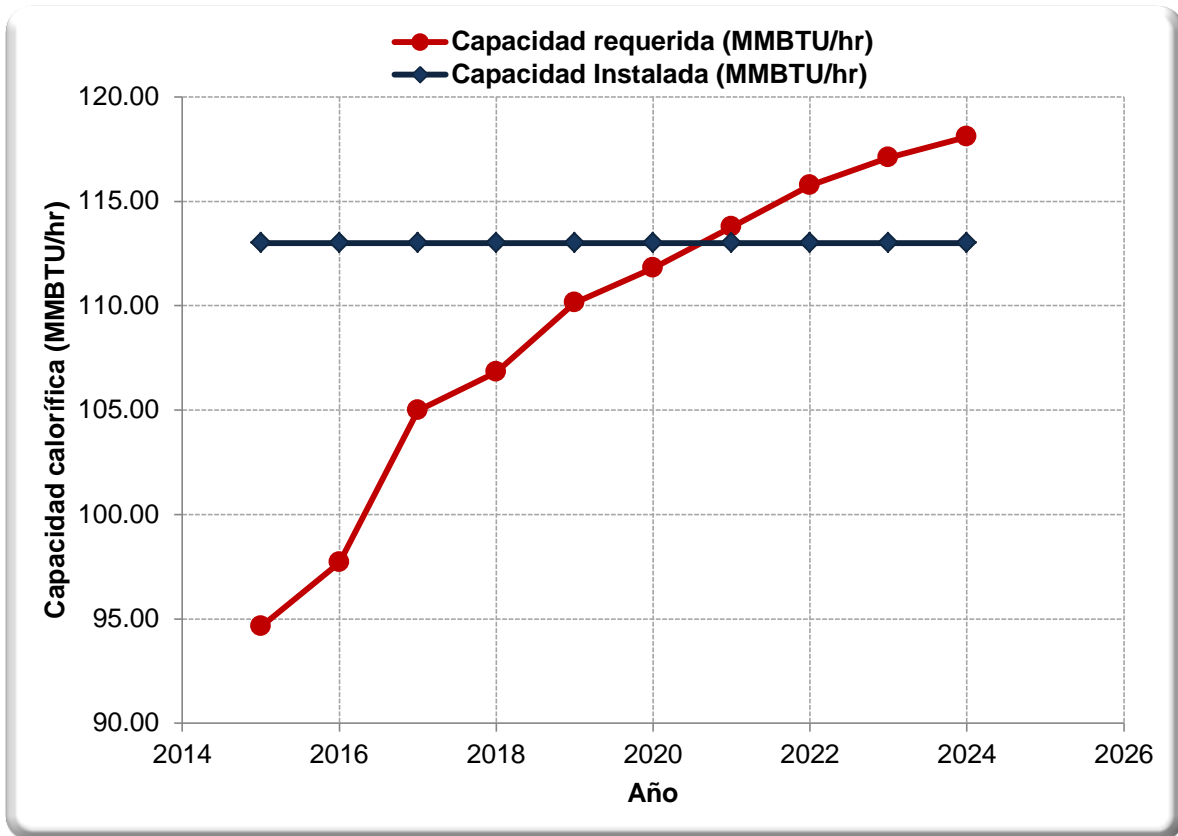


Figura IV.20 Gráfica de la capacidad requerida y capacidad instalada contra el tiempo

En conclusión, el tiempo en el que las instalaciones deben ser expandidas es a inicios del año 2020 o finales del año 2019 para evitar rebasar la capacidad instalada, como se observa en la Figura IV.20.



IV.4 Balance para el calentamiento de aceite por método indirecto en un horno

El balance de energía y masa está representado en el esquema de la Figura IV.21.

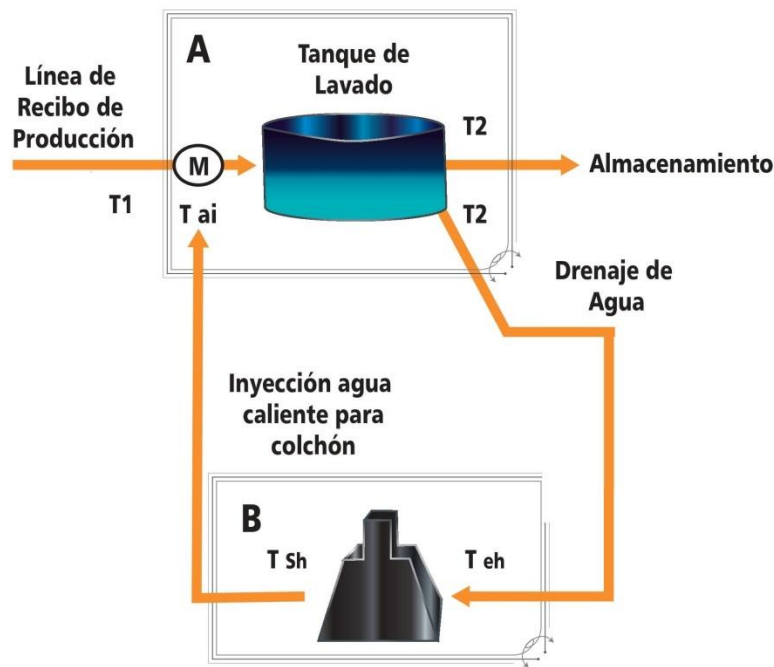


Figura IV.21 Balance de energía y masa en un horno con recirculación

En un horno o tratador térmico, el balance de energía y masa son casi completamente los mismos, exceptuando la capacidad calorífica del aceite y que también es tomado en cuenta el agua de recirculación.

De la ecuación (IV.11) se tiene el calor absorbido por el aceite y agua, y de la ecuación (IV.7) se tiene el calor específico del aceite en función de la temperatura y la densidad. Si sustituimos la ecuación (IV.7) en su forma diferencial en la ecuación (IV.11) se tiene:

$$Q_{Abs} = A + B \quad [BTU/día] \tag{IV.13}$$

Dónde:

$$A = 5.61 * \left(q_T * \rho_o * \frac{0.388 + 4.5 * 10^{-4}}{\sqrt{\gamma_o}} \int_{T_e}^{T_s} T dT * (1 - X_w) * [T_s - T_e] \right)$$

$$B = 5.61 * (q_T * \rho_w * C_{p w} * X_w * [T_s - T_e])$$

Desarrollando la integral de A se tiene:

$$Q_{Abs} = A + B \quad \left[\frac{BTU}{día} \right] \quad (IV. 14)$$

$$A = 5.61 * \left(q_T * \rho_o * 0.388 * \frac{[T_s - T_e] + 2.25 * 10^{-4} * [T_s^2 - T_e^2]}{\sqrt{\gamma_o}} * (1 - X_w) \right)$$

$$B = 5.61 * (q_T * \rho_w * C_{p w} * X_w * [T_s - T_e])$$

El calor absorbido por el agua de recirculación es calculado con la ecuación:

$$Q_{ar} = M_{ar} * C_{p w} * [T_{sh} - T_{eh}] \quad \left[\frac{BTU}{día} \right] \quad (IV. 15)$$

Es considerado que la cantidad de calor absorbida por el agua de recirculación debe ser equivalente a la cantidad de calor absorbida por el aceite y agua, por lo cual, el cálculo del flujo de recirculación es:

$$Q_{ar} = Q_{Abs} \rightarrow M_{ar} = \frac{Q_{Abs}/24}{C_{p w} * [T_{sh} - T_{eh}]} \quad \left[\frac{lb}{hr} \right] \quad (IV. 16)$$

El flujo de agua de recirculación necesario para lograr el calor absorbido por el aceite es calculado con la siguiente ecuación:

$$q_{ar} = \frac{M_{ar}}{5.61 * \rho_w} \quad \left[\frac{bls}{hr} \right] \quad (IV. 17)$$

Ejemplo de aplicación:

Un aceite de densidad de 14 °API manejado en el patio de tanques con una producción bruta de 80,000 [bls/día] con 30% de corte de agua, requiere elevar la temperatura desde 125°F hasta 156°F con el apoyo de un colchón de agua caliente en el tanque de lavado, para lo cual se utiliza el método indirecto de calentamiento. Determinar:

- a) El calor absorbido por el aceite, para incrementar la temperatura al valor requerido.
- b) El flujo de agua de recirculación necesario para lograr las condiciones de temperaturas finales del crudo.

Solución:

Datos					
X_w	30.0%	%	Cp agua	1	[BTU/Lbm*°F]
°API	14	°	γ_o	0.9725	[adim]
ρ_w	62.4	[lb/ft ³]	ρ_o	60.68	[lb/ft ³]
T_e	125	[°F]	T_s	156	[°F]

Solución del inciso a:

$$A = 5.61 * 80,000 \left[\frac{bls}{día} \right] * 60.68 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 0.388 * \dots$$

$$\dots * \frac{[156 - 125][°F] + 2.25 * 10^{-4} * [156^2 - 125^2]}{\sqrt{0.9725}} * (1 - 0.3) = 247.229 \left[\frac{MMBTU}{día} \right]$$

$$B = 5.61 * \left(80,000 \left[\frac{bls}{día} \right] * 60.68 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 0.3 * [156 - 125][°F] \right) = 260.447 \left[\frac{MMBTU}{día} \right]$$

$$Q_{Abs} = \frac{(247.229 + 260.447) \left[\frac{MMBTU}{día} \right]}{24 [hr]} = 21.153 \left[\frac{MMBTU}{hr} \right] \quad (IV. 14)$$



Tabla IV.7 Datos del cálculo del calor absorbido por el agua y el aceite por el método indirecto

Año	Prod Neta [bls]	A [MMBTU/día]	B [MMBTU/día]	[MMBTU/hr]
2015	80,000	247.229	260.447	21.153

Solución del inciso b:

$$M_{ar} = \frac{21.153 \left[\frac{\text{MMBTU}}{\text{día}} \right]}{1 \left[\frac{\text{BTU}}{\text{Lbm}^\circ\text{F}} \right] * [156 - 125]} = 682,362.11 \left[\frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right] \quad (\text{IV.16})$$

Finalmente:

$$q_{ar} = \frac{682,362.11}{5.61 * 62.4 \left[\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right]} = 1,949.25 \left[\frac{\text{bls}}{\text{hr}} \right] \quad (\text{IV.17})$$

IV.5 Dimensionamiento de un tratador horizontal

La Figura IV.22 muestra un diagrama de un tratador horizontal en donde se observa claramente el tubo de fuego y su posicionamiento dentro del equipo.

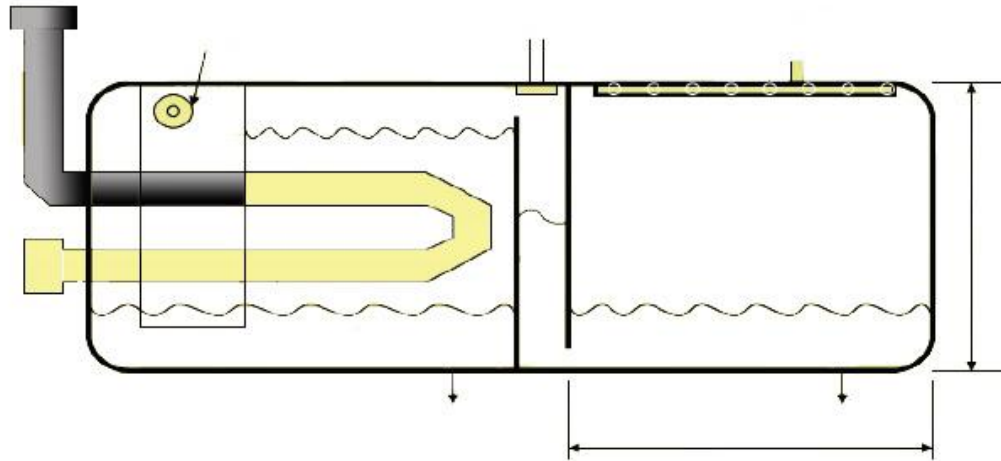


Figura IV.22 *Tratador horizontal*

El dimensionamiento de un tratador horizontal debe seguir el siguiente algoritmo:

1. Proponer varias temperaturas de salida del horno, cada una con sus respectivas propiedades del fluido a tratar.
2. Calcular dL_{eff} para cada una de las temperaturas y sus respectivas propiedades.

$$d L_{eff} = \frac{438 * q_o * \mu_o}{d_m^2 * (\gamma_w - \gamma_o)} \text{ [in ft]} \tag{IV.18}$$

3. Calcular d^2L_{eff} .

$$d^2 L_{eff} = \frac{tr * q_o}{1.05} \text{ [in}^2 \text{ft]} \tag{IV.19}$$

4. Calcular el diámetro “d” para cada una de las temperaturas con la ayuda de las ecuaciones (IV.18) y (IV.19).

$$d = \frac{d^2 L_{eff}}{d L_{eff}} \text{ [in]} \tag{IV.20}$$

5. Calcular la longitud efectiva “Leff” para cada una de las temperaturas con la ecuación (IV.19).
6. Calcular el calor requerido con la ecuación (IV.11).
7. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla:

T [°F]	d [in]	L _{eff} [ft]	Q [MMBTU/hr]

Ejemplo de aplicación:

Determinar las dimensiones de un tratador horizontal, así como los requerimientos calóricos requeridos para obtener la temperatura deseada, conociendo lo siguiente: la gravedad API del aceite es de 28 [°API], gravedad específica del agua es de 1.04 [adim]. El corte de agua es de un 15%. La temperatura de operación es de 120 [°F], el tiempo de residencia es de 35 min. Asumir la capacidad calorífica del aceite de 0.6 [BTU/lb °F].

Solución:

API	28	°	Tr	35	min
q _o	5400	bpd	Cp _o	0.6	BTU/lb °F
T _e	85	°F	Y _w	1.04	adim
T _{op}	120	°F	ρ _{w pura}	62.4	lb/ft ³
% w	15	%			

1. Proponer varias temperaturas de salida del horno, cada una con sus respectivas propiedades del fluido a tratar.

Tabla IV.8 Temperatura y propiedades a tratar en un tratador horizontal

T [°F]	130	145	160
μ _o [cp]	9	6	4.5
dm [μm]	115	165	185



1. Calcular dL_{eff} para cada una de las temperaturas y sus respectivas propiedades, con la ecuación (IV.18).

$$dL_{eff@130[F]} = \frac{438 * 5400[bpd] * 9[cp]}{115^2 * (1.04 - 0.8871)} = 10,530.3 [in ft] \quad (IV.18)$$

Tabla IV.9 Cálculos de dL_{eff} para cada temperatura en un tratador horizontal

T [°F]	130	145	160
dL_{eff} [in ft]	10,530.3	3,410.2	2,034.5

2. Calcular d^2L_{eff} con la ecuación (IV.19).

$$d^2L_{eff} = \frac{34 [min] * 5400[bpd]}{1.05} = 180,000.0 [in^2 ft] \quad (IV.19)$$

3. Calcular el diámetro “d” para cada una de las temperaturas.

$$d = \frac{180,000.0[in^2 ft]}{dL_{eff}[inft]} [in] \rightarrow d_{@130[F]} = \frac{180,000.0[in^2 ft]}{10,530.3[inft]} = 17.09 [in] \quad (IV.20)$$

Tabla IV.10 Cálculos de “d” para cada temperatura en un tratador horizontal

T [°F]	130	145	160
dL_{eff} [in ft]	10,530.3	3,410.2	2,034.5
d^2L_{eff} [in ² ft]	180,000.0		
d [in]	17.09	52.78	88.47

4. Calcular la longitud efectiva “Leff” para cada una de las temperaturas con la ecuación (IV.19).

$$L_{eff} = \frac{35 [min] * 5400 [bpd]}{1.05 * d^2[in^2]} [ft] \rightarrow L_{eff} = \frac{35 [min] * 5400 [bpd]}{1.05 * 17.09^2[in^2]} = 616[ft] \quad (IV.19)$$

Tabla IV.11 Cálculos de “Leff” para cada temperatura en un tratador horizontal

T [°F]	130	145	160
d [in]	17.09	52.78	88.47
Leff [ft]	616.0	64.6	23.0



5. Calcular el calor requerido con la ecuación (IV.11).

$$\frac{q_{o@85\%} = 5400[bpd]}{q_{w@15\%} = ?}$$

$$q_{w@15\%} = \frac{0.15 * 5400}{0.85} = 952.94[bpd] \rightarrow q_T = 5400 + 952.94 = 6,352.94 [bpd]$$

$$A = 5.61 * (6,352.94[bps] * 55.36 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 0.55 \left[\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} \right] * \dots$$

$$\dots * (1 - 0.15) * [130 - 85][^\circ F]) = 45,279,406.68 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

$$B = 5.61 * (6,352.94[bps] * 62.4 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 1.04[adim] * 1 \left[\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} \right] * \dots$$

$$\dots * 0.15 * [130 - 85][^\circ F]) = 15,612,030.7 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

$$Q_{Abs} = 45,279,406.68 + 15,612,030.7 = 60,891,437.4 \left[\frac{BTU}{día} \right] \quad (IV. 11)$$

$$Q_{Abs} = 60,891,437.4 \left[\frac{BTU}{día} \right] / 24 \left[\frac{hr}{día} \right] = 2,537,143.2 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

Tabla IV.12 Cálculos de calor absorbido para cada temperatura en un tratador horizontal

ΔT [°F]	130-85 [°F]	145-85 [°F]	160-85 [°F]
A [BTU/día]	45,279,406.68	60,372,542.23	75,465,677.79
B [BTU/día]	15,612,030.72	20,816,040.96	26,020,051.20
Q [BTU/día]	60,891,437.40	81,188,583.19	101,485,728.99
Q [BTU/hr]	2,537,143.22	3,382,857.63	4,228,572.04

6. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla:

Tabla IV.13 Resumen de datos calculados para cada temperatura en un tratador horizontal

Temperatura [°F]	d [in]	Leff [ft]	Calor [MMBTU/hr]
160	88.47	23.0	4.23
145	52.78	64.6	3.38
130	17.09	616.0	2.54



IV.6 Dimensionamiento de un tratador vertical

La Figura IV.23 muestra un diagrama de un tratador vertical en donde se observa claramente el tubo de fuego y su posicionamiento dentro del equipo.

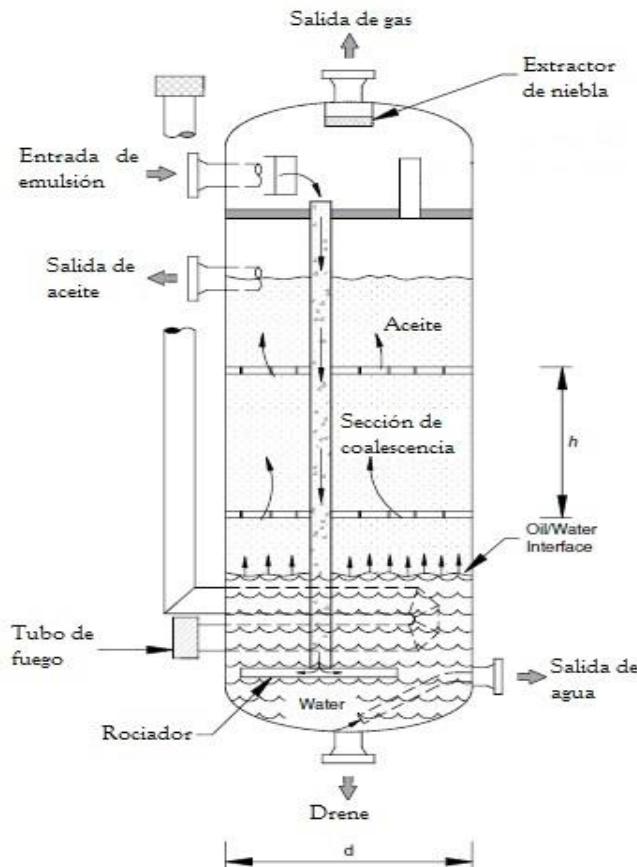


Figura IV.23 Tratador vertical

El dimensionamiento de un tratador vertical debe seguir el siguiente algoritmo:

1. Proponer varias temperaturas de salida del horno, cada una con sus respectivas propiedades del fluido a tratar.
2. Determinar un diámetro “d” en cada escenario con la siguiente fórmula

$$d = 81.8 * \left(\frac{q_o * \mu_o}{(\gamma_w - \gamma_o) * d_m^2} \right)^{0.5} \tag{IV.21}$$

3. Calcular la longitud o altura de la sección de coalescencia.

$$d^2h = \frac{T_r * Q_o}{1.4} \tag{IV.22}$$

4. Calcular el calor requerido por el sistema con la ecuación (IV.11).
5. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla:

T [°F]	d [in]	h [ft]	Q [MMBTU/hr]

La Figura IV.24 muestra un algoritmo del dimensionamiento de tratadores térmicos.

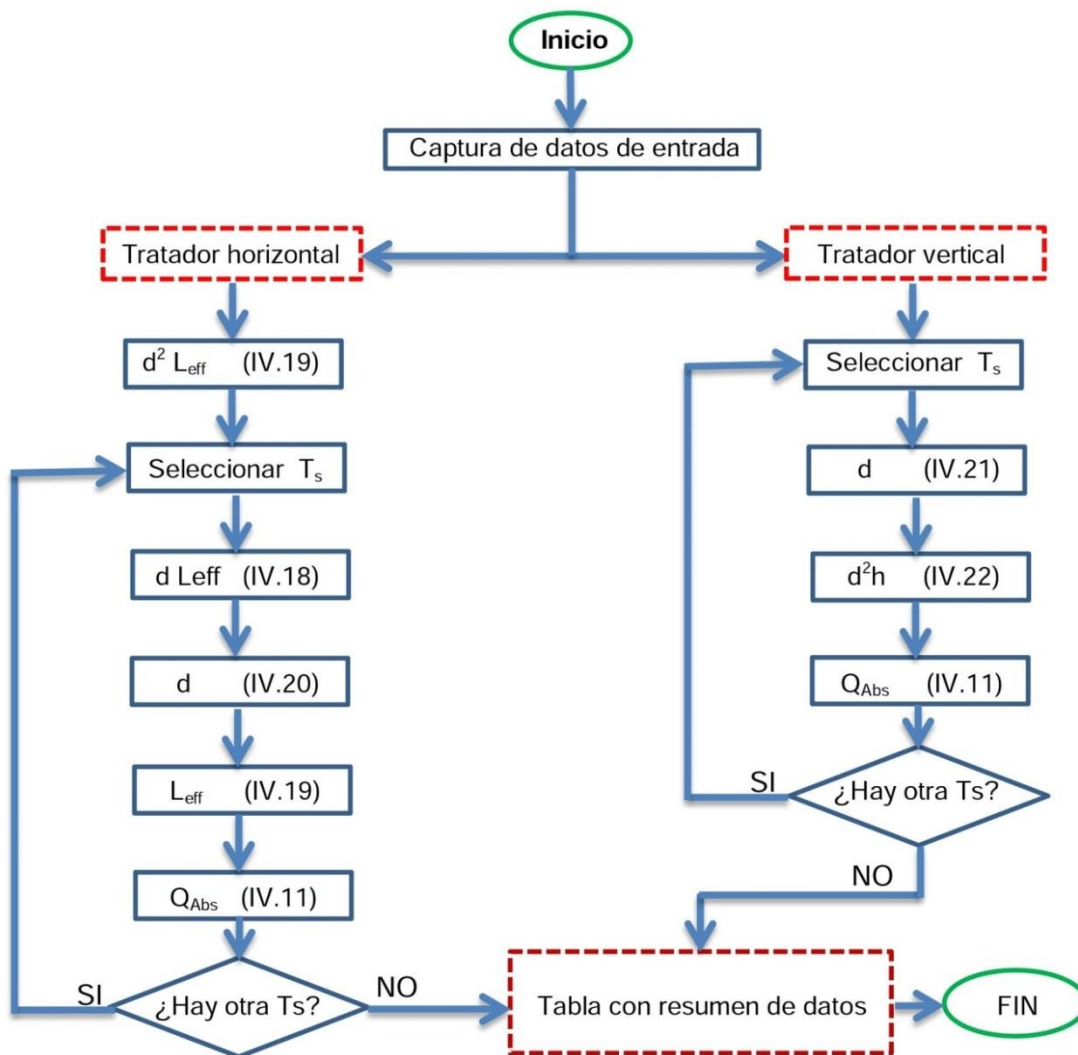


Figura IV.24 Diagrama de flujo del dimensionamiento de tratadores térmicos

Ejemplo de aplicación:

Determinar las dimensiones de un tratador vertical, así como los requerimientos calóricos requeridos para obtener la temperatura deseada, conociendo los siguientes datos: la gravedad API del aceite es de 27 [°API], el flujo de aceite es de 4,950 [bpd], la temperatura de entrada es de 83 [°F], la gravedad específica del agua es de 1.04 [adim]. Se tiene un corte de agua de 17%, la temperatura de operación es de 140 [°F], el tiempo de retención es de 35 [min]. Asumir la capacidad calorífica del aceite de 0.6 [BTU/lb °F].

Solución:

API	27	°	Tr	35	min
q _o	4950	bpd	Cp _o	0.6	BTU/lb °F
T _e	83	°F	γ _w	1.04	adim
T _{op}	130	°F	ρ _{w pura}	62.4	lb/ft ³
% W	17	%			

1. Proponer varias temperaturas de salida del horno, cada una con sus respectivas propiedades del fluido a tratar.

Tabla IV.14 Temperatura y propiedades a tratar en un tratador vertical

T [°F]	130	145	160
μ _o [cp]	5.1	3.3	2.4
dm [μm]	170	220	270

2. Determinar un diámetro “d” en cada escenario con la siguiente fórmula:

$$d_{@130[°F]} = 81.8 * \left(\frac{4950[bpd] * 5.1[cp]}{(1.04 - 0.8927) * 170^2} \right)^{0.5} = 199.2[in] \quad (IV. 21)$$

3. Calcular la longitud o altura de la sección de coalescencia.

$$h = \frac{T_r * Q_o}{1.4 * d^2} \rightarrow h = \frac{35[min] * 4950[bpd]}{1.4 * 199.2^2[in^2]} = 3.1 [ft] \quad (IV. 22)$$



4. Calcular el calor requerido por el sistema con la ecuación (IV.11).

$$\frac{q_{o@83\%} = 4950[bpd]}{q_{w@17\%} = ?}$$

$$q_{w@15\%} = \frac{0.17 * 4950}{0.83} = 1013.86[bpd] \rightarrow q_T = 4950 + 1013.86 = 5,963.86 [bpd]$$

$$A = 5.61 * (5,963.86[bps] * 55.71 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 0.6 \left[\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} \right] * \dots$$

$$\dots * (1 - 0.17) * [130 - 83][^\circ F]) = 43,624,346.2 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

$$B = 5.61 * (5,963.86[bps] * 62.4 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] * 1.04[adim] * 1 \left[\frac{BTU}{lb \text{ } ^\circ F} \right] * \dots$$

$$\dots * 0.17 * [130 - 83][^\circ F]) = 17,348,210.2 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

$$Q_{Abs} = 43,624,346.2 + 17,348,210.2 = 60,972,556.4 \left[\frac{BTU}{día} \right] \quad (IV. 11)$$

$$Q_{Abs} = 60,972,556.4 \left[\frac{BTU}{día} \right] / 24 \left[\frac{hr}{día} \right] = 2,540,523.19 \left[\frac{BTU}{hr} \right] \quad (IV. 11)$$

Tabla IV.15 Cálculos de “L_{eff}” para cada temperatura en un tratador vertical

ΔT [°F]	130 - 83	145 - 83	160 - 83
A [BTU/día]	43,624,346.2	57,547,009.9	71,469,673.6
B [BTU/día]	17,348,210.2	22,884,873.1	28,421,535.9
Q [BTU/día]	60,972,556.4	80,431,883.0	99,891,209.5
Q [BTU/hr]	2,540,523.19	3,351,328.46	4,162,133.73

5. Con los valores calculados anteriormente, se llena la siguiente tabla:

Tabla IV.16 Resumen de cálculos para cada temperatura en un tratador vertical

Temperatura [°F]	d [in]	L _{eff} [ft]	Calor [MMBTU/hr]
160	86.1	16.7	4.16
145	123.8	8.1	3.35
130	199.2	3.1	2.54



IV.7 Desalación

El proceso de desalación consiste en la remoción de las pequeñas cantidades de sales inorgánicas. En esta etapa del proceso, el agua residual o de salida del proceso de deshidratación de aceite con valores de contenido de agua oscilando entre el 0.2 – 2% de salinidad presente asociada, se reduce mediante la adición (dilución) con agua de baja salinidad (fresca o dulce). En Figura IV.25 se muestra un diagrama típico de la desalación de aceite:

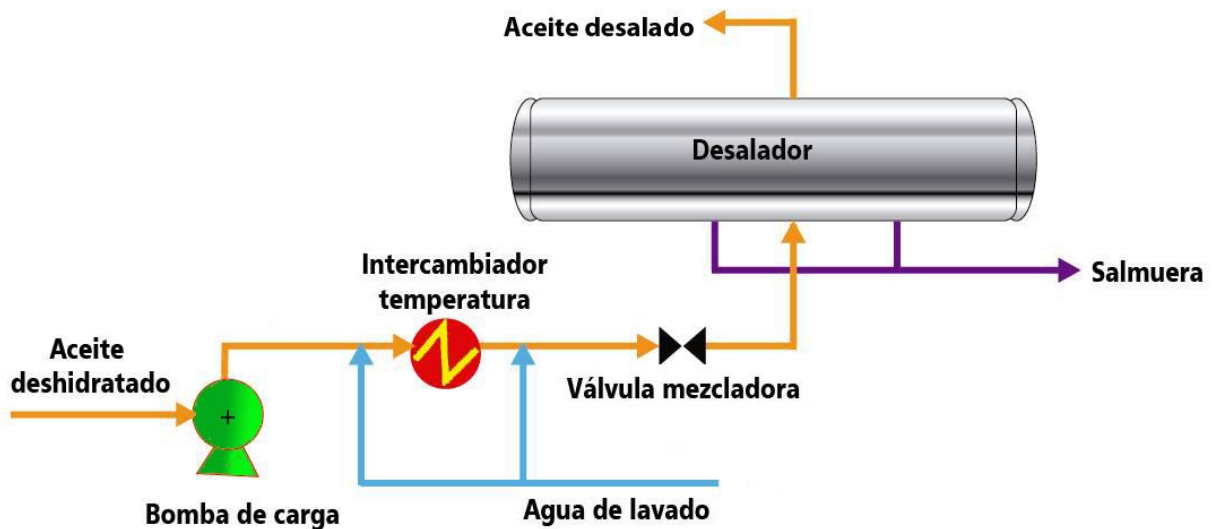


Figura IV.25 Diagrama esquemático de desalado de aceite

Las sales minerales están presentes en el crudo en diversas formas: como cristales solubilizados en el agua emulsionada, productos de corrosión o incrustación insolubles en agua, compuestos organometálicos, y sales inorgánicas compuestas por cloruros, sulfatos y carbonatos.

Después de la deshidratación o del rompimiento de la emulsión, el aceite crudo todavía contiene un pequeño porcentaje de agua remanente. Los tratamientos típicos

anteriormente mencionados (adición de demulsionante, calentamiento, sedimentación y tratamiento electrostático) pueden reducir el porcentaje de agua del crudo a rangos de 0.2-1 % volumen.

Esta pequeña porción de agua remanente asociada con el aceite crudo tiene una importancia más grande de lo que indicaría su cantidad y es por ello que su extracción es necesaria junto a otros contaminantes que hubiera en el sistema. La solución a este problema es lavar el crudo con agua (5-7% del volumen total de fluidos), de manera que permita el proceso de contacto y la disolución de sales que estén presentes en la corriente de crudo. El agua de lavado también tiene como función remover la mayor parte de sólidos que trae el aceite.

IV.7.1 Hidrólisis

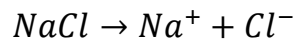
Reacción química en la cual el agua interactúa con otros compuestos de los cuales resultan otros nuevos, más simples. En otras palabras la hidrólisis es la descomposición de compuestos orgánicos complejos en otros más sencillos mediante la reacción del agua con estos compuestos.

Según las características de anión y del catión que se forman podemos distinguir los siguientes casos:

- a) Sal de ácido fuerte y base fuerte
- b) Sal de ácido fuerte y base débil
- c) Sal de ácido débil y base fuerte
- d) Sal de ácido débil y base débil

a) Sal de ácido fuerte y base fuerte

Por ejemplo, el cloruro de sodio (NaCl). El cloruro de sodio (NaCl) en disolución acuosa esta sal se encuentra totalmente disociada en sus iones:



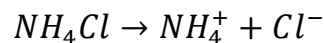
El anión cloruro, Cl^- , es la base conjugada de un ácido fuerte, el ácido clorhídrico (HCl); por tanto este anión no experimenta hidrólisis:



En cuanto al catión, Na^+ , para todos los efectos puede considerarse que proviene del NaOH, que es una base fuerte, por lo que tampoco experimenta hidrólisis. Por lo que la disolución de este tipo de sal será neutra.

b) Sal de ácido fuerte y base débil

Por ejemplo el cloruro de amonio (NH_4Cl). En disoluciones acuosas esta sal se encuentra totalmente disociada en sus iones:



En el caso anterior, el anión Cl^- no experimenta hidrólisis. Mientras que, el catión amonio, es el ácido conjugado del amoniaco. El NH_3 es una base débil, por lo que experimenta hidrólisis cediendo un protón al agua.



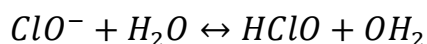
Con lo que aumenta la $[H_3O]$ y el pH será ácido.

c) Sal de ácido débil y base fuerte

Por ejemplo el hipoclorito de sodio, en disolución acuosa está totalmente disociado en sus iones.



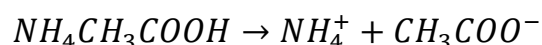
Como se observa, el catión Na^+ no experimenta hidrólisis. El anión hipoclorito, es la base conjugada del ácido hipocloroso, $HClO$, que es ácido débil y por lo tanto experimenta hidrólisis.



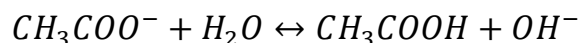
Capta un protón del agua y se liberan OH^- en la disolución, por lo que la disolución será base.

d) Sal de ácido débil y base débil.

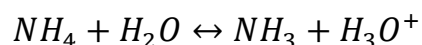
Por ejemplo: El acetato de amonio (NH_4CH_3COOH). En disolución acuosa esta sal se encuentra totalmente disociada en sus iones:



El anión acetato es la base conjugada del ácido acético, que es un ácido débil y, por lo tanto, experimenta hidrólisis; captando un protón del agua:



Por tanto, el catión amonio, también experimenta hidrólisis;



La hidrólisis del catión y del anión da lugar a efectos contrapuestos sobre el equilibrio iónico del agua; en una se liberan H_3O^+ y en la otra OH^- . El pH final dependerá de que hidrólisis sea más intensa y para establecerlo se necesita un análisis cuantitativo.

IV.7.2 Sales en el aceite y su reacción ante la adición de agua

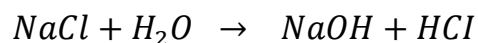
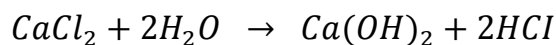
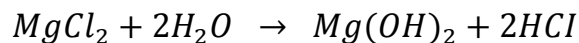
La salinidad de la fase acuosa varía desde 100 [ppm] hasta la saturación, que es de 300.000 [ppm] (30 % peso); sin embargo lo usual es encontrar salmueras en el rango de 20.000-150.000 [ppm] (2 a 15 % peso). Por comparación, el agua de mar contiene de 30.000-43.000 [ppm] (3 a 4,3 % peso) de sales disueltas. El contenido de sal en el aceite normalmente es medido en libras de cloruro, expresado como cloruro de sodio equivalente por 1.000 [bls] de crudo limpio.

La composición típica de sales de cloruros es:

- Na 75%
- Mg 15%
- Ca 10%

Las sales de sodio son difícilmente hidrolizables, por eso casi no forman ácido clorhídrico. La mayoría de las sales presentes en el aceite crudo son solubles en agua, y algunas veces son sales cristalinas que se pueden dispersar a través del aceite crudo.

Las reacciones químicas involucradas en la estequiometría del proceso son:



En este orden, la reactividad a hidrolizarse es $Mg > Ca > Na$.

El fenómeno de hidrólisis se presenta a temperaturas por encima de 120 [°C] (98.7 [°F]) y necesita la presencia de agua en estado líquido con una concentración de sales adecuada.

IV.7.3 Problemas ocasionados por la salinidad del agua

Cuando el aceite es procesado en las refinerías, la sal puede causar numerosos problemas operativos, tales como disminución de flujo, taponamiento, reducción de la transferencia de calor en los intercambiadores, taponamiento de los platos de las fraccionadoras. La salmuera es también muy corrosiva y representa una fuente de compuestos metálicos que puede descomponer los costosos catalizadores. Por lo tanto, las refinerías usualmente desalan el crudo de entrada entre 15 y 20 [PTB] para el caso de refinerías sencillas, en aquellas de conversión profunda las especificaciones pueden ser más exigentes, alcanzando valores de 1 [PTB] (Layrisse y col., 1984).

IV.7.4 Desarrollo del proceso de desalado

El desalado se realiza después del proceso de rompimiento de la emulsión en deshidratadores y consiste en:

- Adición de agua de dilución al aceite.
- Mezclado del agua de dilución con el aceite.
- Deshidratación para separar el crudo y la salmuera diluida.

El desalado en el interior del equipo se produce por dos procesos:

- a) Proceso de contacto directo.
- b) Proceso de separación.

Hay una última etapa o etapa adicional, esta es la “inyección de hidróxido de sodio”, o soda cáustica y se diferencia de los dos procesos anteriores en que no elimina los contaminantes, en su lugar minimiza el efecto por transformación en sales más inocuas.

a) Proceso de contacto directo

El proceso de contacto directo del agua limpia caliente con el crudo en interior del equipo permite el contacto y la dilución de las sales del crudo en el agua, donde simultáneamente se remueven los sólidos al ponerse en contacto con ellos en la interfase.

Si esta operación o proceso no tiene un contacto efectivo del agua cuando este pase a través de la válvula de mezcla, se originan dos problemas:

1. Una baja velocidad de mezclado o mezclado irregular, en el cual:
 - El agua de lavado coalesce rápidamente, mientras que el agua salada continúa suspendida, y
 - Hay baja eficiencia en el desalado.

2. Alta velocidad de mezclado, donde:
 - Se producen altas emulsiones de agua en el aceite, y
 - El agua interna entra en contacto con todo sólido, óxido, depósito que sea fácilmente removible recuperando su fuerza emulsificadora y estabilizando la emulsión.

b) Proceso de separación

La separación se lleva el agua con las sales diluidas y simultáneamente, produce disgregación de aceite deshidratado y desalado del agua libre.

Si la cantidad de sal es alta, o el contenido de agua es alto, es recomendable utilizar un proceso previo utilizando tanques de almacenamiento, para decantar el agua libre que

tenga el aceite por acción de la gravedad. Cabe mencionar que el agua purgada, arrastra adicionalmente sólidos en suspensión.

Para evitar la pérdida de hidrocarburos volátiles, estos tanques están equipados con techos especiales del tipo techo flotante que evitan por su sello especial ese tipo de fugas.

Para movilizar la mezcla aceite-agua se usan mezcladores estáticos o válvulas emulsificadoras. Posteriormente, la mezcla es enviada a un acumulador donde se hace fluir corriente eléctrica de manera uniforme a través de un campo eléctrico de alto voltaje el cual es generado por pares de electrodos, su magnitud oscila entre los 20 000 [V].

La coalescencia de las gotas en el desalador es provocada por fuerzas eléctricas generada por las cargas (positiva o negativa) en las partículas de agua.

c) Inyección de hidróxido de sodio

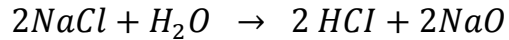
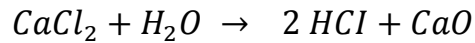
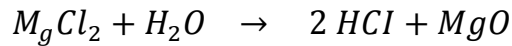
El aceite efluente proveniente de equipos de desalación, tiene remanentes de las sales que fueron removidas en una baja proporción. Esto es debido a la eficiencia de los desaladores la cual oscila por el 95%, el 5% restante queda contenido en el líquido.

Para lograr una mayor purificación del aceite se inyecta una solución, de sosa cáustica, cuya función es la de transformar los cloruros de sodio y magnesio en cloruros de sodio.

El cloruro de sodio tiene una constante de hidrólisis mucho menor (más estable) en comparación con otras sales contenidas en el aceite, minimizando la generación de cloruro de hidrógeno en fase gaseosa y una nula corrosión al equipo.

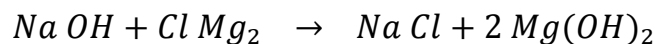
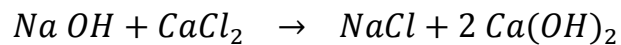
La inyección de sosa cáustica permite la sustitución de los cationes de magnesio y calcio por sodio, reaccionando y transformando la mayoría del cloruro de hidrógeno (fase

gaseosa) en cloruros de sodio, disminuyendo así la generación de ácido. La estequiometría para las reacciones de formación es mostrada a continuación:



Por cada molécula de sal de calcio o magnesio se genera el doble de ácido cloruro de hidrógeno (fase gaseosa) en comparación al caso del cloruro de sodio. Por otra parte este último comienza la hidrólisis en el umbral de los 300 [°C], mientras que a estas temperaturas las otras dos se han hidrolizado en 10% y 90% respectivamente.

La sustitución se lleva a cabo y la estequiometría de estas reacciones son las siguientes:



El control de la corrosión se complementa normalmente con el uso de productos químicos a base de aminas filmicas, que permiten neutralizar el ácido remanente y formar películas protectoras a la corrosión en las paredes de los equipos.

IV.7.5 Equipos de desalación

Los equipos utilizados en la desalación del aceite han sido modificados continuamente desde sus inicios. Las modificaciones hechas han tratado de mejorar la efectividad del equipo y han permitido un manejo acertado de las interfaces aceite-agua, en los cuales se han optimizado las válvulas de entrada que permiten un mejor contacto del flujo de agua limpia con el agua congénita, y se ha destacado el uso de controladores, que mantienen el proceso ejecutándose continuamente. En la Figura IV.26 se muestra dos desaladores en serie acompañados de diversos instrumentos de control y suministro:

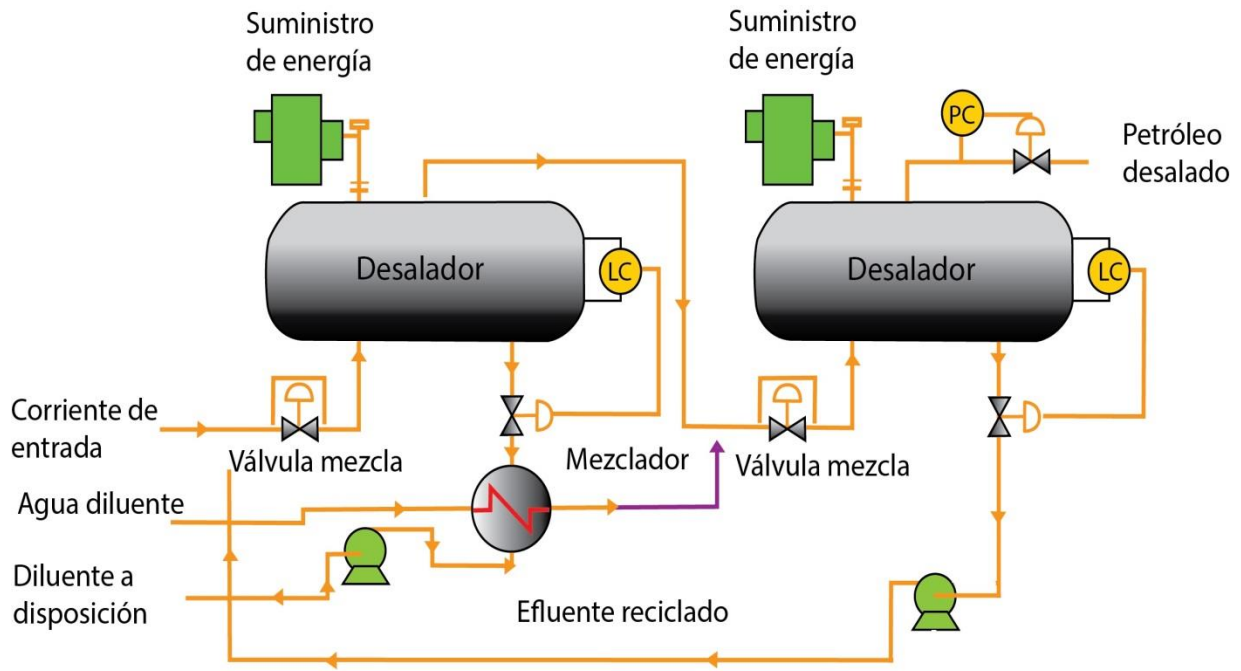


Figura IV.26 Arreglo de desaladores en serie

Los procesos nuevos de las refinerías necesitan una gran flexibilidad operacional para soportar las muchas demandas y las dificultades de procesar los crudos de hoy en día, que son los más difíciles de tratar.

Desalador convencional de corriente alterna (CA) electrostática

La CA (corriente alterna) convencional es un sistema de deshidratación electrostática, que es un método eficaz para eliminar el agua de formación de alta salinidad de la corriente de aceite crudo. Este proceso se basa en el establecimiento de un campo eléctrico de alta tensión de corriente alterna en la fase oleosa de los vasos deshidratador / desalación. El campo eléctrico impone una carga eléctrica en las gotitas de agua arrastradas en la corriente de aceite, lo que provoca que oscilen a medida que pasan a través de los electrodos.

Durante esta oscilación de las gotitas se estiran o alargan y luego se contraen durante la inversión del campo eléctrico que se establece de CA. Durante esta agitación de las gotas de agua mezclan y se funden en gotas de tamaño suficiente para emigrar, por gravedad, de nuevo en la fase acuosa inferior del recipiente para su eliminación.

Varias modificaciones están disponibles para mejorar el sistema electrostático de CA convencional. Estas modificaciones incluyen:

- Sistema de electrodos de doble caliente: aplicar energía a los dos electrodos
- Sistema de electrodo de triple -calor: aplique energía a los tres electrodos
- Los sistemas adaptados a las necesidades específicas del proyecto

IV.7.6 Consideraciones de diseño en un equipo de desalación

En un proceso bajo control, los voltajes deben mantenerse en sus rangos, los flujos de líquido ser los adecuados y mantener el equipo en condiciones eficientes. Las variables a considerar en un equipo de desalado son de tipo mecánico y de operación, como se mencionan a continuación:

- Diferencias de densidad.
- Viscosidad del aceite.
- Diámetro de la gota.
- Tiempo de residencia.
- Salinidad del agua emulsionada.
- Cantidad de agua emulsionada.
- Nivel de deshidratación
- Eficiencia de mezclado.

IV.7.6.1 Nivel de deshidratación

Esta es la variable más importante para reducir el requerimiento de agua de dilución. Para alcanzar la especificación de salinidad, la dilución de la salmuera de entrada es inversamente proporcional al nivel de deshidratación obtenido. Adicionalmente es importante reducir el porcentaje de agua del crudo deshidratado para mantener baja su salinidad. Esto explica el uso frecuente de los tratadores electrostáticos para reducir el porcentaje de agua remanente en el crudo a valores de 0.1-0.15 % volumen, ya que sin el campo electrostático el agua remanente en el crudo varía entre 0.2-1 % volumen. En muchos casos es muy difícil alcanzar valores de 0.5 % de agua sin el uso de los tratadores electrostáticos.

IV.7.6.2 Eficiencia de mezclado

Después de la deshidratación el agua remanente en el crudo existe como pequeñas gotas de agua dispersas de modo uniforme en el seno del crudo, por lo que un completo mezclado de todas esas gotas no es posible. Por lo tanto, es una práctica estándar asumir que una fracción de la eficiencia de mezclado (ϕ) del agua de dilución se mezcla completamente con las pequeñas gotas del agua remanente en el crudo, mientras que la porción restante ($1-\phi$) del agua de dilución pasa a través del equipo desalador sin sufrir ningún cambio. Generalmente “ ϕ ” se considera como la eficiencia de mezclado.

Dependiendo del punto de entrada de los fluidos se tienen diferentes escenarios en los cuales además de los fluidos interactúan válvulas, las cuales dependiendo de sus características aumentarán la eficiencia del proceso.

En caso de que el agua entre por el tope del equipo, sin válvula que estrangule el flujo, este tenderá a desplazarse hacia el fondo aun cuando este sea turbulento y se

provocará una separación de fases y gran cantidad de agua no entrará en contacto con el aceite. La eficiencia del proceso es de clase baja y está lejos del objetivo. La Figura IV.27 muestra un esquema en el que se observa el mezclado de ambos fluidos.

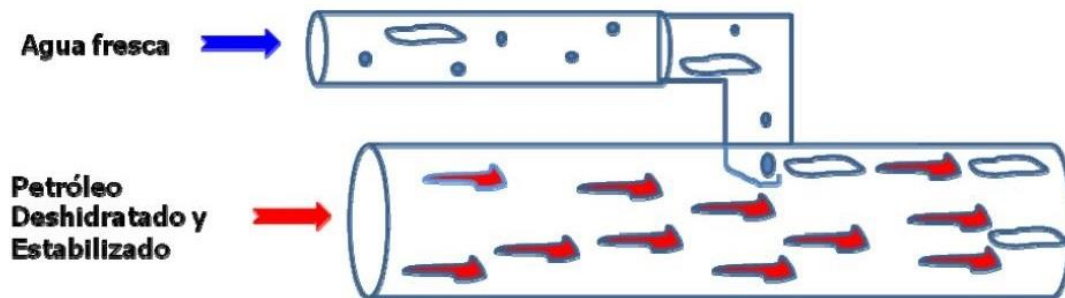


Figura IV.27 Esquema de mezclado con agua de lavado inyectada

Por el contrario, si es el crudo el que se inyecta por el tope de la tubería, este flotará y el problema sería mayor debido a que su mezclado se vería reducido en cantidades muy altas.

En caso de que se tenga una válvula instalada, de nombre válvula de compuerta, la eficiencia de mezclado entre los dos líquidos (aceite-agua) aumenta considerablemente. Una gran turbulencia interna es provocada por la válvula compuerta por lo que una mayor cantidad de crudo será prácticamente cubierta por el agua que se inyecta al sistema, sin embargo, todavía un gran porcentaje sigue sin presencia ni contacto con agua y por lo tanto sin medio de desalado. La Figura IV.28 muestra este caso de mezclado.

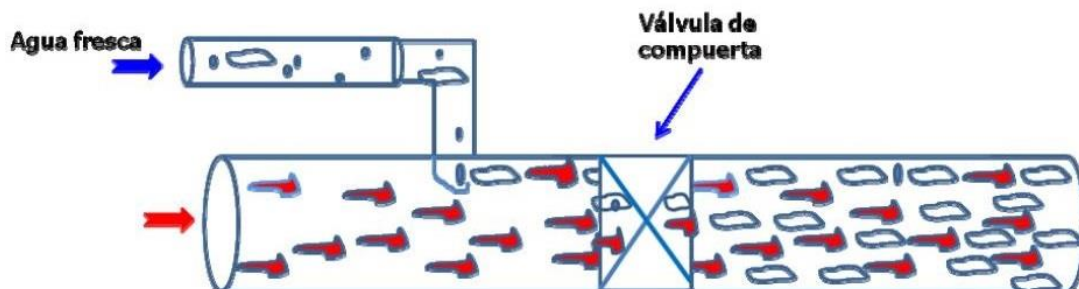


Figura IV.28 Esquema de mezclado con válvula de compuerta incorporada

En caso que se tenga una válvula automática, esta se utiliza para dispersar y proveer el flujo de acuerdo a los diferenciales de presión generados dentro del equipo, siendo el control más adecuado, haciendo que el agua y el aceite logren mezclarse con mayor homogeneidad y eficiencia. Los valores de eficiencia pueden alcanzar valores de hasta 90 – 95% del que tendría si no se colocara ninguna válvula. La Figura IV.29 muestra un esquema en el que se observa cualitativamente la eficiencia de mezclado y la función que desempeña la válvula automática.

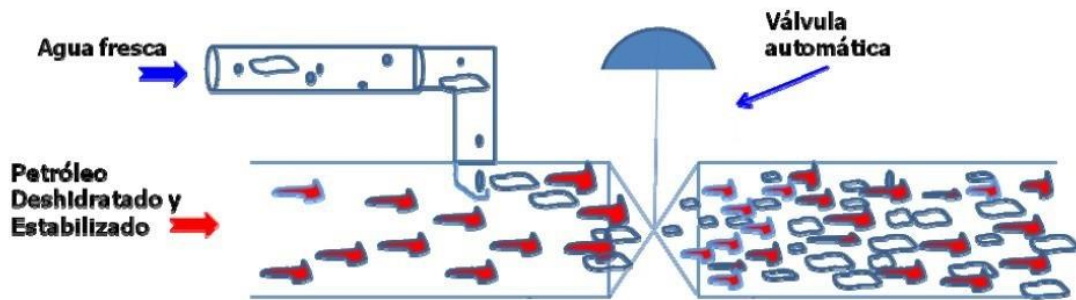


Figura IV.29 Esquema de mezclado con válvula automática de control

Optimización de la eficiencia de mezclado

La eficiencia de mezclado puede optimizarse utilizando un equipo de desalado que opere bajo los parámetros y rangos sugeridos como se muestra en la Figura IV.30. Se recomienda trabajar aumentando la presión dentro del equipo de desalación para que así se opere en un margen de presión acorde a la figura y así se mejore la eliminación de sal y sedimentos. La salvedad a esto es que a medida que aumenta la remoción de sal también aumenta la fuerza que tendrá que ser utilizada para romper la emulsión dentro del desalador.

En teoría esta herramienta debería ser capaz de obtener el 95% de eliminación de sal en una sola etapa y el 98% de eliminación en un arreglo de varias etapas.

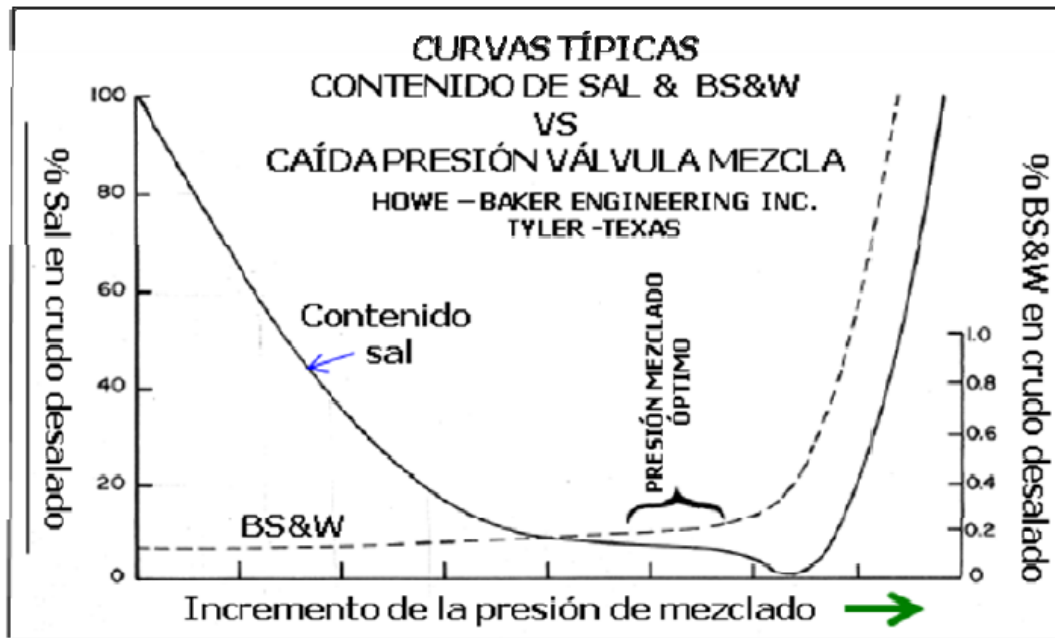


Figura IV.30 Curvas típicas: contenido de sal & BS&W vs caída de presión en la válvula (Cortesía Howe-Baker Engineering Inc. Tyler-Texas)

Lo que se debe tomar en consideración es que para diferentes tipos de aceite se requerirán de diferentes válvulas de mezclado y tipos de agua de dilución. Sin embargo, esta herramienta es capaz de obtener una buena gama de puntos de ajuste requeridos que pueden ser fácilmente comunicados al área de operaciones.

IV.8 Determinación de la salinidad en desaladores

La determinación de la salinidad de aceite después de ser tratada en un equipo de desalación, se calcula con la siguiente ecuación:

$$S_{CT} = \frac{\%BSW_{CT} * S_{CNT}}{\%BSW_{CNT}} [ppm] \quad (IV.23)$$

La salinidad del agua del aceite no tratado es calculada de la siguiente forma:

$$S_{CNT} = \frac{\%BSW_{CNT} * S_w}{100} [ppm] \quad (IV.24)$$

Sustituyen la ecuación (IV.24) en la ecuación (IV.23), se tiene:

$$S_{CT} = \frac{\%BSW_{CT} * \left(\frac{\%BSW_{CNT} * S_w}{100} \right)}{\%BSW_{CNT}} [ppm] \quad (IV.25)$$

La ecuación (IV.25) es utilizada solamente para un desalador en el que solo se trate con agua de la formación. En caso de que el sistema de desalación cuente con aportaciones de agua de diferentes fuentes, como: tanques de lavado y recirculación de agua, estas deberán ser tomadas en cuenta adicionándolas a la salinidad del agua del aceite no tratado.

$$\begin{array}{l} \text{Salinidad del} \\ \text{agua de lavado} \end{array} \rightarrow \frac{\%W_L * S_{wL}}{100} \quad \begin{array}{l} \text{Salinidad del} \\ \text{agua de recirculación} \end{array} \rightarrow \frac{\%W_R * S_{wR}}{100}$$

Finalmente la ecuación para la salinidad del crudo tratado es:

$$S_{CT} = \frac{\%BSW_{CT} * \left(\frac{\%BSW_{CNT} * S_w}{100} + \frac{\%W_L * S_{wL}}{100} + \frac{\%W_R * S_{wR}}{100} \right)}{\%BSW_{CNT} + \%W_L + \%W_R} [ppm] \quad (IV.26)$$

En caso de tener un arreglo en serie de desaladores la ecuación para los desaladores, exceptuando el primero, se establecería de la siguiente forma:

$$S_{CT} = \frac{\%BSW_{CT} * \left(S_{CT_{Anterior}} + \frac{\%W_L * S_{WL}}{100} + \frac{\%W_R * S_{WR}}{100} \right)}{\%BSW_{CNT} + \%W_L + \%W_R} \text{ [ppm]} \quad (IV.27)$$

Ejemplo de aplicación:

En un arreglo de dos desaladores en serie en el que se tiene un sistema que incorpora una recirculación de agua en el primer desalador y una inyección de agua de lavado en el segundo, se requiere saber la salinidad final del crudo tratado. El arreglo se muestra en la Figura IV.31.

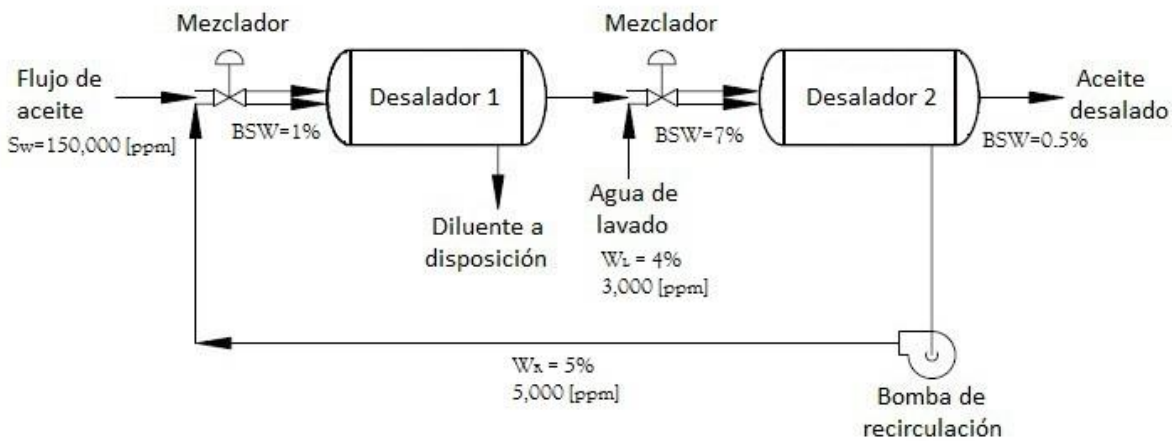


Figura IV.31 Arreglo de separadores en serie con recirculación

Para el primer desalador, el porcentaje de agua en el aceite a la entrada es de 1% y a la salida de 0.7%, la salinidad del agua es 150,000 [ppm]; el porcentaje de agua de recirculación es de un 5% con una salinidad de 5000 [ppm]. Para el segundo desalador, el porcentaje de agua de lavado es de un 4% con una salinidad de 3000 [ppm]; el porcentaje de agua a la salida es de un 0.5%.



Solución:

Primer Desalador				Segundo Desalador			
Salinidad del aceite no tratado	%BSW _{CT}	0.7	%	Salinidad del aceite no tratado	%BSW _{CT}	0.5	%
	%BSW _{CNT}	1	%		%BSW _{CNT}	0.7	%
	S _w	150000	ppm				
Salinidad del agua de recirculación	%W _R	5	%	Salinidad del agua de lavado	%W _L	4	%
	S _{wR}	5000	ppm		S _{wL}	3000	ppm

1. Calcular la salinidad del aceite a la salida del primer desalador.

$$S_{CT} = \frac{0.7\% * \left(\frac{1\% * 150,000 [ppm]}{100} + 0 + \frac{5\% * 3,000 [ppm]}{100} \right)}{0.7\% + 0 + 5\%} = 204.17 [ppm] \quad (IV.26)$$

2. Calcular la salinidad del aceite tratado final.

$$S_{CT} = \frac{0.5\% * \left(204.17 [ppm] + \frac{4\% * 3,000 [ppm]}{100} + 0 \right)}{0.7\% + 4\% + 0} = 34.49 [ppm] \quad (IV.27)$$



Capítulo V

Almacenamiento y bombeo

Después de haber pasado por los procesos de separación, estabilización y deshidratación, el aceite deshidratado es enviado a las instalaciones de almacenamiento y bombeo para su posterior distribución, el cual debe cumplir con parámetros de calidad tanto para importación como exportación.

El almacenamiento es muy importante, ya que los tanques (Figura V.1) están diseñados para la manufactura de grandes volúmenes de aceite deshidratado y desalado, lo cual constituye un elemento importante en la explotación, ya que actúa como “pulmón” entre la producción y el transporte, absorbiendo las variaciones del consumo.



Figura V.1 *Tanque de almacenamiento*

La selección del tipo y tamaño de tanque está regida por la relación producción consumo, las condiciones ambientales, la localización del tanque, el tipo de fluido a almacenar y actúa como punto de referencia en la medición de envío. Entre el almacenamiento y la distribución, se encuentra el equipo de bombeo (Figura V.2), este está conformado por bombas de transferencia, estos equipos son los encargados de succionar e impulsar el aceite procesado a través de los oleoductos de transporte.

El objetivo del sistema de bombeo es el de suministrar al fluido la energía necesaria para trasladar los fluidos de un lugar a otro.



Figura V.2 Casa de bombas

Este capítulo presenta la clasificación de tanques de almacenamiento y las bombas, los principios básicos para su selección y diseño.

V.1 Tanques de almacenamiento

El almacenamiento se puede realizar en tres tipos de instalaciones: superficiales, subterráneas y en buques tanque. Existe una gran variedad de tanques y su clasificación es igualmente amplia, los hay para el almacenamiento de productos líquidos y gaseosos.

Los materiales que se han empleado para su construcción, han sido: Madera, concreto, aluminio, plástico y acero inoxidable; siendo este último el de mayor demanda por su resistencia y durabilidad.

Para la construcción de estos tanques de acero inoxidable se emplean láminas de diferentes espesores conforme a su posición relativa en la estructura del tanque, las láminas se unen entre sí mediante soldadura de acuerdo a las normas de construcción que garantizan la integridad y posterior funcionamiento del tanque.

A efecto de prevenir daños al ambiente, se construyen diques de contención alrededor de cada tanque, los cuales equivalen a 1.5 la capacidad nominal del tanque.

Los tanques de almacenamiento son equipos muy importantes y costosos por lo cual pueden afectar la capacidad de producción de la industria, estos conlleva a que los custodios de la instalación deben dar un mantenimiento debido y eficiente a estas instalaciones.

V.1.1 Clasificación de tanques de almacenamiento

Estas instalaciones tienen diferentes clasificaciones de acuerdo a su forma y tipo de techo (norma estándar API 650); cada uno de estos puntos tiene sus subclasificaciones, las cuales son mostradas en la Figura V.3.

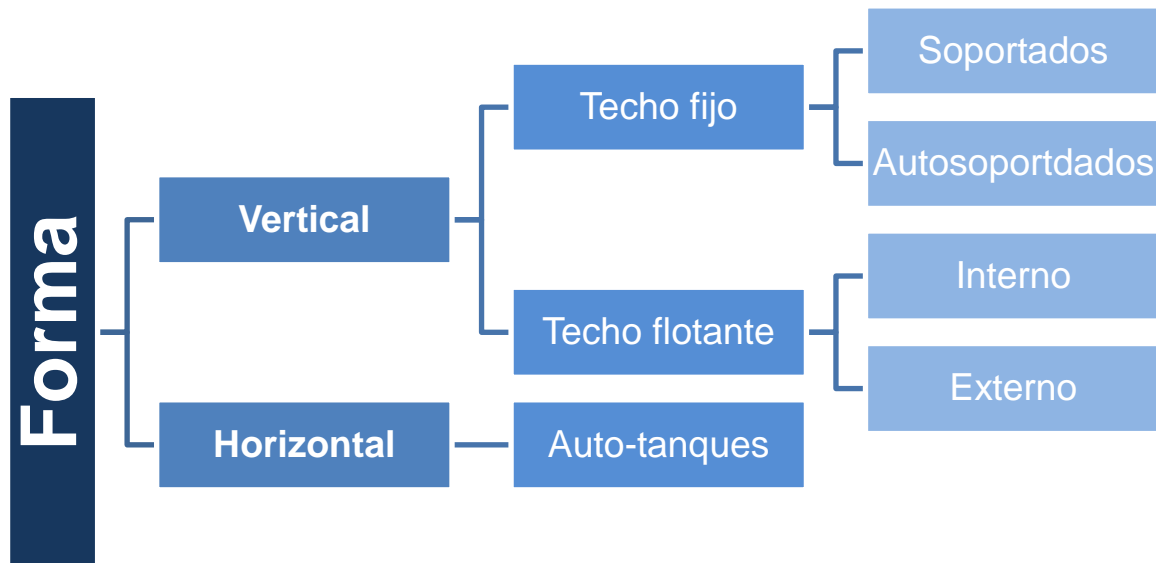


Figura V.3 Clasificación de los tanques de almacenamiento

El estándar API 650, se basa en el código A.S.M.E. sección IX para establecer los lineamientos que se han de seguir en las soldaduras que se emplearan en la construcción de los tanques de almacenamiento.

Los tanques de cilíndricos verticales de fondo plano, nos permiten almacenar grandes cantidades de volúmenes a muy bajo costo, con la limitante que solamente pueden usarse a presión atmosférica.

A continuación se describen los tanques de almacenamiento más utilizados en la industria petrolera.

V.1.1.1 Tanque de almacenamiento vertical con techo fijo

Se define tanque de techo fijo (Figura V.4), a todo tanque cuyo techo esta soldado o fijado a las paredes del mismo con soportes al mismo manteniendo su rigidez.

Son empleados para almacenar productos no volátiles o de bajos contenidos de ligeros, como son el diesel, asfalto, aceite. Esto es debido a que al disminuir el nivel de hidrocarburos, se genera una gran cámara de gases que facilita la evaporación del producto lo cual es de alta peligrosidad.

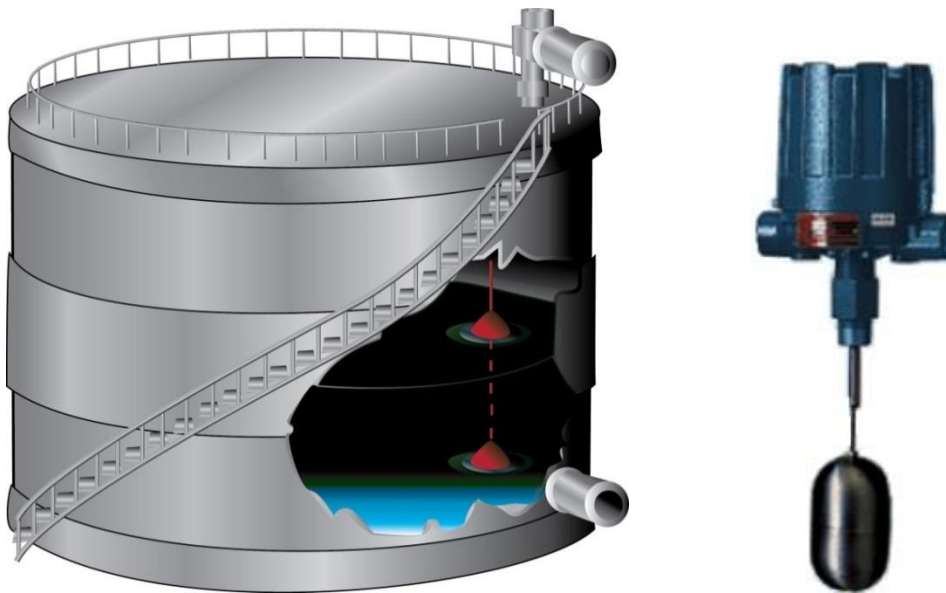


Figura V.4 Tanque de almacenamiento con techo fijo con medidor tipo boya

En estos tanques, la medición utilizada es la medición directa (Figura V.5). Esto es debido a que el tanque posee un punto de referencia que no es más que la altura del tubo de aforo y es determinada desde la placa del piso hasta la parte superior de la boca de aforo.

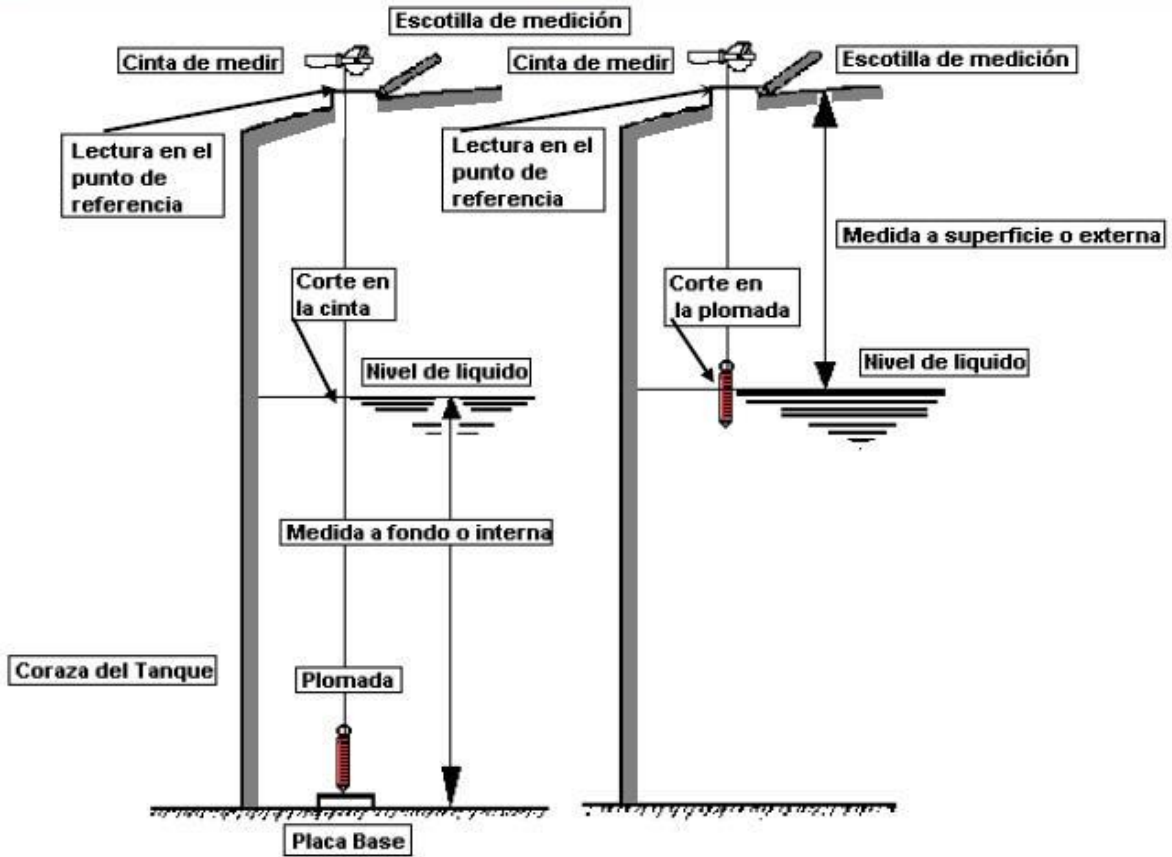


Figura V.5 Medición directa con plomada en un tanque de techo fijo

V.1.1.2 Tanque de almacenamiento vertical con techo flotante

Los tanques de almacenamiento con techo flotante (Figura V.6) son empleados para almacenar productos volátiles. Su techo está en contacto con el fluido evitando de esta manera la formación de gases reduciendo así las pérdidas por vaciado y llenado. Además este tipo de techo es móvil, por lo que favorece la fuga de vapores y se vuelve necesario un sello entre el techo y la pared del tanque; también es necesario utilizar “pontones”, los cuales son cilindros estancos que flotan sobre el aceite y sustentan el techo. Cabe mencionar que los pontones no deben ser un componente estructural del techo porque esto podría producir un hundimiento en el techo.

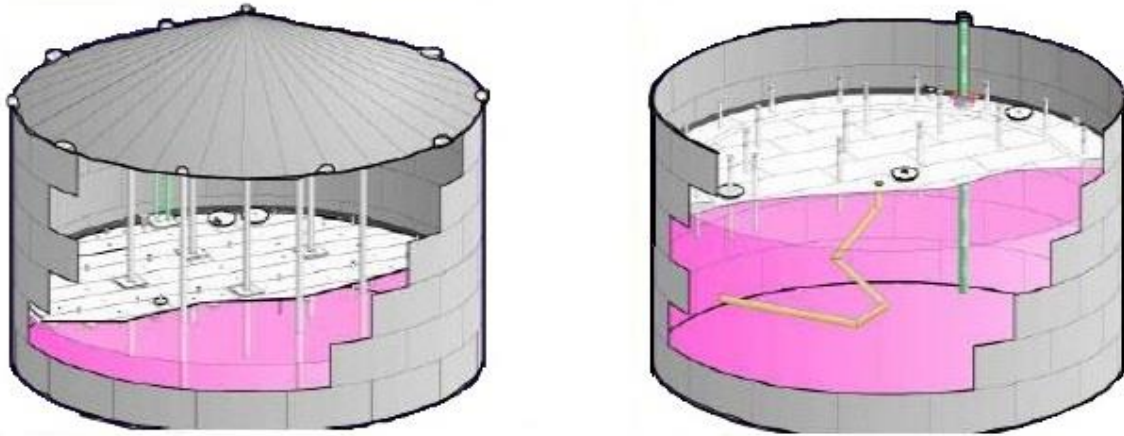


Figura V.6 Tanques de techo flotante interno y externo respectivamente

El sello entre la pared y el techo móvil se logra por medio de zapatas que están presionadas contra la pared por medio de resortes o contrapesos, con una membrana flexible atada entre la zapata y la pared cubierta del techo. Esta membrana puede estar hecha de materiales de aluminio o algún tipo de polímero.

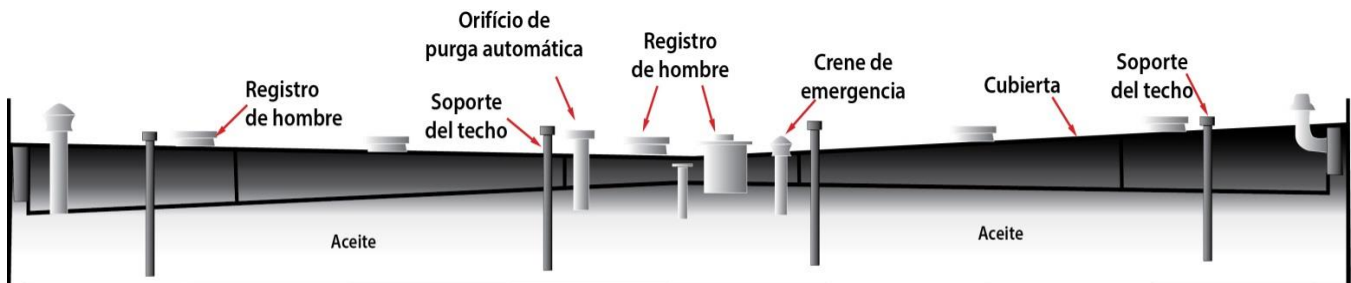


Figura V.7 Corte transversal de un tanque con techo flotante

Generalmente son utilizados para contener fluidos livianos, medianos y/o livianos como la gasolina, nafta, keroseno y combustibles.

V.1.2 Materiales utilizados en la construcción de tanques de almacenamiento

A-36 Acero estructural

Solo para espesores iguales o menores de 38 [mm]. Este material es aceptable y usado en los perfiles, ya sean comerciales o ensamblados de los elementos estructurales del tanque.

A-131 Acero estructural

Grado A: Para espesores menor o igual a 12.7 [mm].

Grado B: Para espesores menores o igual a 25.4 [mm].

Grado C: Para espesores menor o igual a 25.4 [mm].

Grado EH 36: Para espesores iguales o menores a 44.5 [mm].

A-283 Placas de acero al carbón con medio y bajo esfuerzo a la tensión

GRADO C: Para espesores iguales o menores a 25 [mm].

Este material es el más utilizado, porque se puede emplear tanto para perfiles estructurales como para la pared, techo, fondo y accesorios del tanque.

A-285 Placas de acero al carbón con medio y bajo esfuerzo a la tensión

Grado C: para espesores iguales o menores de 25.4 [mm]. Es el material recomendable para la construcción del tanque (cuerpo, fondo, techo y accesorios principales), el cual no es recomendable para elementos estructurales debido a que su costo es relativamente alto comparados con los anteriores.

A-516 Placas de acero al carbón para temperaturas de servicios moderados

Grados 55, 60, 65 y 70: Para espesores iguales o menores a 38 [mm]. Este material es de alta calidad y su costo es elevado, por lo cual su uso debe justificarse.

V.1.3 Elementos del tanque de almacenamiento

- a) **Boca de aforo** – Abertura sobre el techo del tanque a través del cual se realizan las medidas y muestras para el aforo.
- b) **Tubo de aforo** – Es un tubo ranurado generalmente de 6 u 8 pulgadas de diámetro utilizado para introducir la cinta de medición.
- c) **Punto de referencia** – Es un punto o marca fija situada en la boca de aforo de un tanque (techo fijo) o encima de ella, sobre la cual se sostiene la cinta mientras se realizan las medidas.
- d) **Altura de referencia** – Distancia vertical entre el punto de referencia y el fondo del tanque o la placa de nivel cero en el fondo del tanque. Esta distancia debe ser visible en la parte superior del tanque muy cerca de la boca de visita.
- e) **Sistema de medición local** – La cinta está localizado en el tanque, lo cual nos permite tener información sobre la medida del crudo que se encuentra en el tanque, no es la medida oficial. Este sistema de medición tiene incorporados protección por bajo nivel y protección por alto nivel emitiendo una alarma en caso de sobre llenado.

-
-
- f) **Válvulas de presión y vacío** – Estas válvulas son necesarias ya que por ellas el tanque de almacenamiento “respira” debido al: Llenado/Vaciado y altas temperaturas del hidrocarburo almacenado. La normativa referencial para su diseño es el API 2000.
- g) **Sellos de techo en tanques flotantes** – el techo flota sobre el líquido, evitando la formación del espacio vapor, minimizando las pérdidas por evaporación al exterior y reduciendo el daño al medio ambiente ambiental y el riesgo de mezclas explosivas.
- h) **El artesón** – Construcción que se realiza dentro del tanque en la cual la succión queda inmersa dentro de mismo, generalmente su construcción tiene las siguientes dimensiones: 3 pies de altura x 6 pies de diámetro. Su función principal es la de evitar que el tanque succione agua del fondo mientras se encuentra bombeando.
- i) **Rompe vórtice** – consiste en construir una campana al final del tubo de succión con 6 deflectores distante 60° una de la otra, en el interior del tanque, siendo su función principal evitar la turbulencia durante el bombeo del tanque.
- j) **Equipo de drenaje automático** – Está compuesto por un sensor aceite-agua, controlador con banda proporcional, válvula de control y un registro. La función principal es que una vez que el tanque reciba producción o transferencia alcance un nivel de agua donde se requiera drenar, automáticamente hasta un nivel predeterminado, esta acción debe estar vigilada por la sala de control para evitar en caso de que el sensor se descalibre el tanque drene más de lo necesario.

V.1.4 Consideraciones para el diseño de tanques de almacenamiento

- Condiciones extremas de presión y vacío.
- Las paredes de los tanques deben ser perfectamente herméticas de manera que se impida la formación de bolsas y la acumulación de líquido en su interior.
- Debe destinarse un volumen para líquido y otros vapores, este último no debe exceder el 20% del volumen total del tanque.
- Debe considerarse un nivel de líquido máximo de llenado y un mínimo de vaciado.
- Los aditamentos que se encuentran en el techo y pared del tanque, se diseñarán a una presión no menor de aquella a la que se diseñan las válvulas de alivio; esto es, para presión y para vacío.
- Debe existir una tolerancia en cuanto a la presión existente en el espacio destinado a vapores y la presión de alivio a las válvulas, de manera que puedan contenerse dentro del tanque, los vapores que por temperatura o agitación se desprenden del aceite.
- La presión máxima permisible para el espacio de vapores no debe exceder a 15 psi manométricas.
- Cuando se trata de tanques nuevos y en aquellos en que se han reparado el fondo y la coraza, es recomendable que el tanque sea sometido a una inspección.
- Para la construcción de estos es necesario considerar el efecto de diversos aspectos como: resistencia, seguridad, vientos, terremotos, incendios, etc.

V.1.5 Factores para el diseño de tanques de almacenamiento

- Presión interna tanto de llenado como de vaciado.
- El peso del tanque y su contenido, de vacío a lleno, con y sin la presión máxima.
- El sistema de soporte considerando las características y propiedades del material.
- Cargas adicionales; plataformas, escaleras, conexiones de tubería y en ocasiones la carga por depositación de nieve en el techo.
- Cargas de empuje ocasionadas por el viento.
- Cargas ocasionadas por terremotos.
- Aislamiento y forros.
- Esfuerzos a la tensión y a la compresión.
- Esfuerzos de corte.

Debido a que en muchas ocasiones el valor obtenido en el cálculo de algún parámetro o dispositivo no existe en el mercado, se admite una tolerancia, entre el valor calculado y el disponible. La tolerancia permisible entre el espesor calculado y el disponible es de ± 0.25 [mm].

V.1.6 Drenaje en tanques de almacenamiento

Los tanques de almacenamiento también deberán contar con una o varias boquillas para la toma de drenaje de las aguas aceitosas, las cuales deberán estar en el fondo o dependiendo algunas operaciones, de 30 - 50 [cm] del fondo. Los sumideros y conexiones en el fondo tendrán particular atención para el relleno y compactación del suelo para

prevenir asentamientos irregulares del tanque, así como las conexiones y soportes, que tendrán que ser calculadas para confirmar la resistencia del arreglo contra las cargas estáticas y dinámicas. Los diferentes tipos de drenaje son:

Drenaje manual

Este procedimiento era manual generando grandes errores debido a que se drenaba crudo al sistema de clarificación lo cual traía como consecuencia mermas de crudo en el sistema de contabilidad y altas concentraciones de crudo en el agua drenada.

Drenaje Automático

Consiste en instalar un sensor agua–crudo a un nivel determinado y mediante un sistema de automatización la válvula de control es capaz de drenar toda el agua contenida en el tanque de manera efectiva, permitiendo un control de la cantidad de agua drenada a través de las aperturas / cierres de la válvula de control.

Drenaje por la línea de succión del tanque

Permite transferir grandes volúmenes de agua y es realizar una transferencia de tanque a tanque por la línea de succión, permite drenar o sacar la mayor cantidad de agua del tanque que está entregando pero genera o se transfiere el problema al tanque que está recibiendo.

Las aguas drenadas son llevadas a un proceso de clarificación, donde las mismas son tratadas para su disposición final.

V.1.7 Ciclo de operación de un tanque de almacenamiento

El ciclo de operación de un tanque de almacenamiento es una “gráfica de gasto contra tiempo, en la cual se especifican intervalos de tiempo que señalan las acciones que son aplicadas al fluido dentro del tanque, como se muestra en la Figura V.8.

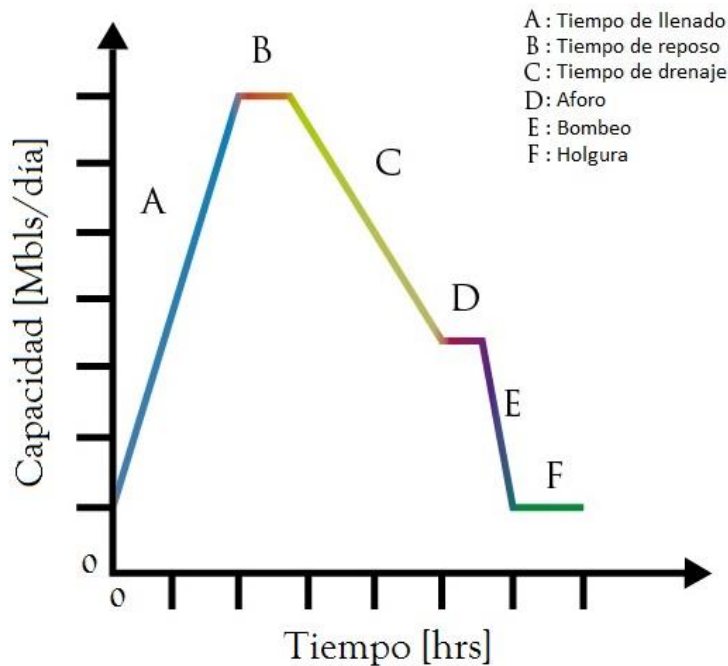


Figura V.8 Ciclo de operación de un tanque de almacenamiento

La suma de los tiempos de cada acción es equivalente al tiempo total necesario para completar un ciclo:

$$Tiempo\ Total\ Ciclo = T_G = T_A + T_B + T_C + T_D + T_E + T_F \quad (V.1)$$

El tiempo de llenado (V.2) y el tiempo de bombeo (V.3) son calculados con las siguientes fórmulas:

$$Tiempo\ de\ llenado = T_A = \frac{Volumen\ del\ tanque\ (Capacidad)}{Producción} \quad (V.2)$$

$$\text{Tiempo de bombeo} = T_E = \frac{\text{Volumen del tanque} * (1 - X_w)}{\text{Tasa de bombeo}} \quad (V.3)$$

Los tiempos de reposo (T_B), drenaje (T_C), aforo (T_D) y holgura (T_F) son datos que son obtenidos empíricamente del tanque de almacenamiento.

A su vez, el tiempo total del ciclo puede ser calculado de la sumas de tiempos de llenado de una serie de tanques:

$$T_G = T_{A \text{ tanque } 1} + T_{A \text{ tanque } 2} + T_{A \text{ tanque } 3} + \dots + T_{A \text{ tanque } n} \quad (V.4)$$

A partir del tiempo total del ciclo de operación y una producción bruta esperada, es posible calcular la capacidad requerida por el sistema, esta es expresada así:

$$T_G[\text{días}] = \frac{\text{Capacidad Total Requerida} [\text{bls}]}{\text{Producción Bruta} \left[\frac{\text{bls}}{\text{día}} \right]} * \frac{24 [\text{hr}]}{1 [\text{día}]} = T_G[\text{hr}]$$

Despejando la capacidad requerida:

$$\text{Capacidad Requerida} [\text{bls}] = C_A = \frac{\text{Producción Bruta} \left[\frac{\text{bls}}{\text{día}} \right]}{24 [\text{hr}]} * T_G[\text{hr}] \quad (V.5)$$

Para el cálculo de la capacidad disponible del sistema, son sumados los volúmenes netos de los tanques de almacenamiento disponibles:

$$\text{Capacidad Disponible} = C_B = \sum_i^j \text{Volumen del tanque } i \quad (V.6)$$

Finalmente, en caso de que la capacidad requerida supere el valor de la capacidad disponible, en conclusión el sistema no es capaz de soportar la producción.

$$C_A > C_B \quad \therefore \text{La capacidad disponible es insuficiente}$$

Ejemplo de aplicación:

Se pronostica que para finales de año la producción de un campo será de 72.5 [Mbls/día]. Se requiere determinar la capacidad de almacenamiento requerida para el manejo de dicha producción, sea el tiempo de reposo de esta segregación de cuatro horas y media, el tiempo de aforo de dos horas y el tiempo de drenaje de trece horas y el tiempo de holgura de cuatro horas; el corte de agua es de un 30%, y la tasa de bombeo de 14 [Mbls/hr].

Se tienen dos tanques con capacidad de 55 [Mbls] y uno de 35 [Mbls].

Solución:

q_T	72.5	Mbls/día	T_D	2	hr
%w	30	%	T_F	4	hr
T_B	4.5	hr	Tanque 1	55	Mbls
T_C	13	hr	Tanque 2	35	Mbls

Ciclo de operación:

$$T_A = \text{Tiempo de llenado} = \frac{55 \text{ [Mbls]}}{72.5 \left[\frac{\text{Mbls}}{\text{día}} \right]} * \frac{24 \text{ [hr]}}{1 \text{ [día]}} = 18.207 \text{ [hr]}$$

$$T_E = \frac{55 \text{ [Mbls]} * (1 - 0.3)}{14 \left[\frac{\text{Mbls}}{\text{hr}} \right]} = 2.75 \text{ [hr]}$$

$$T_G = 18.207 + 4.5 + 13 + 2 + 2.75 + 4 = 44.457 \text{ [hr]}$$

$$T_G = 44.457 \text{ [hr]}$$

Capacidades:

$$C_A = \frac{72.5 \left[\frac{\text{Mbls}}{\text{día}} \right]}{24 \text{ [hr]}} * 44.457 \text{ [hr]} = 134.3 \left[\frac{\text{Mbls}}{\text{día}} \right] \quad (V.5)$$

$$C_B = 55 + 55 + 35 = 145 \left[\frac{Mbls}{día} \right]$$

$C_A < C_B$ \therefore *La capacidad disponible es suficiente*

V.2 Bombeo

Las tuberías transportan el aceite deshidratado, desalado y estabilizado, requieren de energía para incrementar la capacidad y contrarrestando las caídas de presión resultantes a lo largo de estas. Esto se logra mediante el uso de estaciones de bombeo para las tuberías de líquidos y estaciones de compresión en el caso de tuberías de gas.

Una estación de bombeo consiste de un número de unidades (equipos y accesorios) que son conectados por tuberías y válvulas a la línea principal. Las tuberías de líquidos cuentan con válvulas y accesorios en las líneas de transporte que controlan el envío y recibo de productos.

V.2.1 Consideraciones en el diseño de estaciones de bombeo

En el diseño de las etapas se utilizan condiciones de operación requeridas, como la presión de succión y descarga, flujo máximo y mínimo, la composición y propiedades del fluido. Esto cambia a menudo durante la vida útil de la estación, y puede ser necesario el cambiar la bomba debido a nuevos requerimientos del sistema o considerar mayores modificaciones a la estación como adjuntar una nueva bomba.

El diseño en general de una estación de bombeo es dependiente de:

- Tipo, tamaño, y configuración de accesorios o bombas.
- Condiciones climáticas, incluyendo temperatura, humedad, contaminantes.
- Localización relacionada a recursos disponibles
- Regulaciones, requerimientos ambientales y de seguridad

- Proximidad a áreas inhabilitadas

Las estaciones de bombeo pueden estar configuradas en serie, paralelo o en una combinación de ambos; siendo el resultado de decisiones de diseño del tipo de accesorios, bombas. Si los requerimientos de flujo incrementan, la adhesión de nuevas unidades puede causar retos adicionales. La Tabla V.1 muestra diferentes aplicaciones y controladores para este tipo de estaciones.

Tabla V.1 *Aplicaciones y controladores de bombas*

Aplicación	Controlador	Equipo	Comentarios
Bombeo línea principal	Inducción del motor eléctrico – velocidad constante	Bomba centrífuga	Tamaño común entre 1 a 3 [MW]
Bombeo	Alta/media velocidad del motor recíprocante	Bomba centrífuga	Rango de 500 [KW] a 10 [MW]
Bombeo de volúmenes más bajos	Velocidad constante de inducción del motor eléctrico	Bomba centrífuga	Arriba de 1 [MW]
Bombeo de impulsión en terminal	Motor eléctrico	Bomba centrífuga vertical	Rango mayor a 500 [KW]

V.2.3 Factores para la selección de la unidad de bombeo

La aplicación exitosa de cualquier unidad de bombeo depende del cumplimiento de los requerimientos relacionados al desempeño, costos de operación y vida esperada del equipo.

La selección de una unidad de bombeo para cualquier aplicación específica dependerá de ciertos factores como:

- Desempeño de rangos y ciclos esperados.
- Requerimientos de instalación y medidas como ancho y tamaño.



- Opciones de configuración.
- Tipo de fuente de energía disponible.
- Soporte de mantenimiento disponible.
- Costo del ciclo de vida (capital, operación y mantenimiento).
- Requerimiento de ruido y emisiones.

V.2.4 Clasificación de bombas

Existen varias formas de clasificar a las bombas pero fundamentalmente se pueden dividir en dos grandes grupos, como:

- Bombas de desplazamiento positivo o,
- Bombas de intercambio de cantidad de movimiento (equipos dinámicos).

La Figura V.9 muestra un esquema de la clasificación de las bombas.

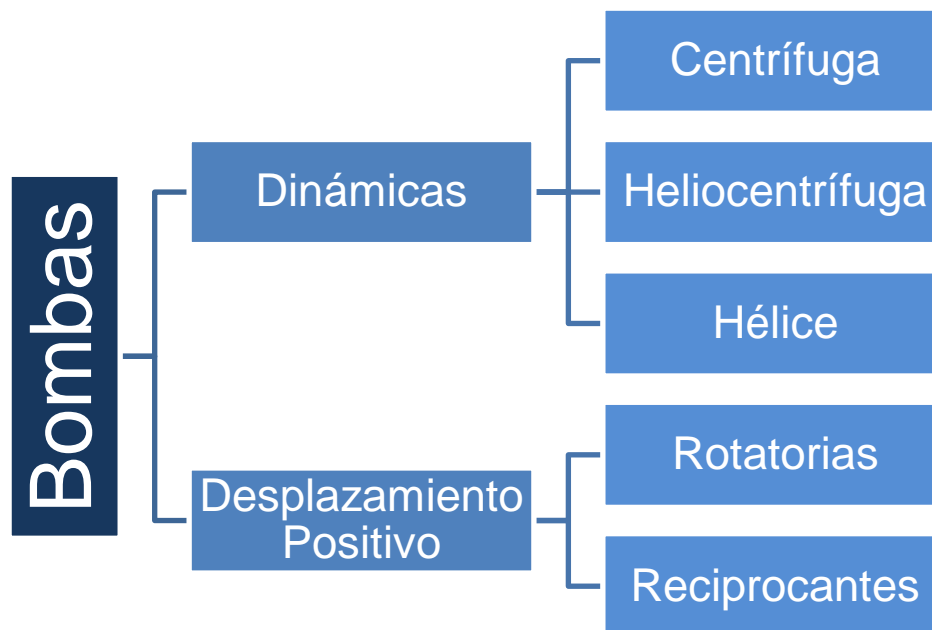


Figura V.9 Clasificación de las bombas

En todos los tipos de bombas para líquidos deben emplearse medidas para evitar el fenómeno de la cavitación, que es la formación de un vacío que reduce el flujo y daña la estructura de la bomba.

Bombas de desplazamiento positivo

En una bomba de desplazamiento positivo el volumen que contiene el líquido se reduce hasta que la presión del líquido resultante es igual a la presión en el sistema de descarga. Es decir, el líquido se comprime mecánicamente, causando un aumento directo en energía potencial. La mayoría de las bombas de desplazamiento positivo son bombas de movimiento alternativo (reciprocantes) en el que el desplazamiento se logra mediante el movimiento lineal de un pistón en un cilindro. Las bombas rotatorias son otro tipo común de bomba de desplazamiento positivo, donde el desplazamiento es causado por el movimiento circular.

La Figura V.10 muestra varios de esquemas de cortes longitudinales de diversos tipos de bombas de desplazamiento positivo, en donde se observan los internos contenidos en las bombas rotatorias y reciprocantes.

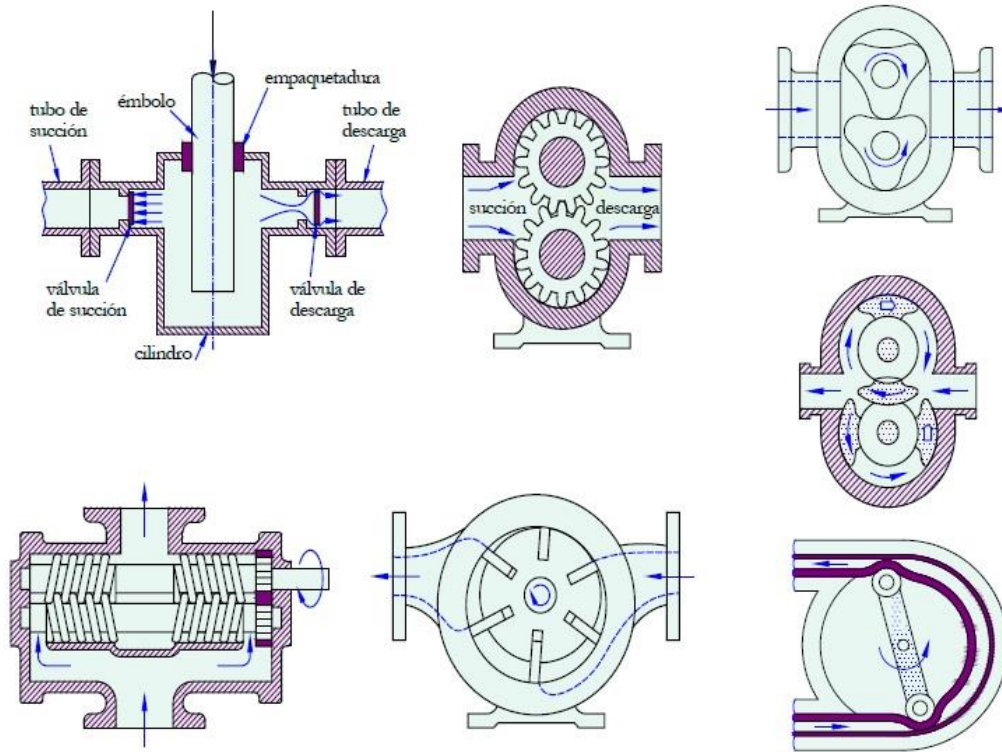


Figura V.10 Esquemas de bombas de desplazamiento positivo

Bombas dinámicas

En una bomba dinámica, se añade energía de forma continua para incrementar la velocidad del líquido dentro de esta a valores muy altos y que son ligeramente distintos a los de una tubería de descarga. La ley de Bernoulli, establece que conforme se reduce la carga de velocidad del fluido, la presión en la cabeza debe aumentar. Por lo tanto, en una bomba dinámica la velocidad del fluido se incrementa primero y después convertida en energía potencial o presión. Casi todas las bombas dinámicas utilizadas en las instalaciones de producción son bombas centrífugas en el que la energía cinética se imparte al fluido por un impulsor giratorio la generando fuerza centrífuga.

La Figura V.11 muestra esquemas de varios tipos de rodete, los cuales por su forma de impulsar el líquido le asignan un nombre a la bomba.

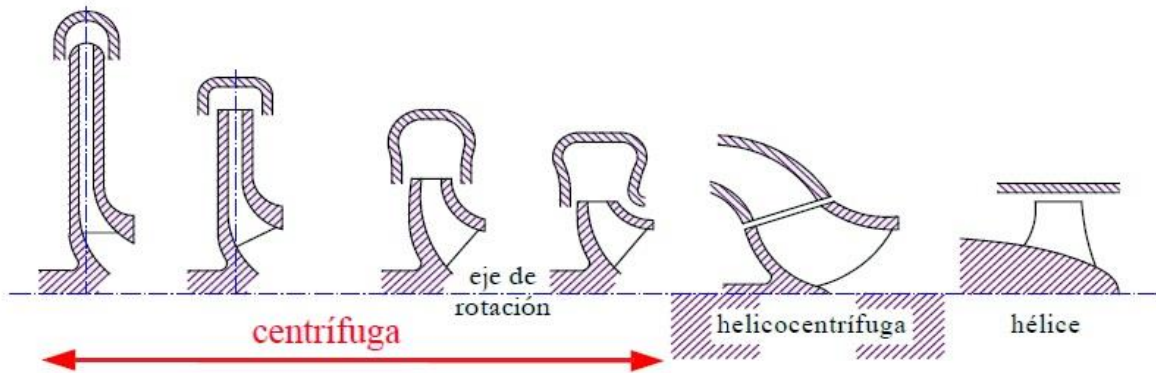


Figura V.11 Tipos de rodete de las bombas dinámicas

V.2.4.1 Bombas Centrífugas

Las bombas centrífugas se clasifican como equipos de flujo radial o de flujo axial. La Figura V.12 muestra una bomba de flujo radial. El flujo entra por el centro de la rueda rotante (impulsor) y es impulsado radialmente hacia el exterior por la fuerza centrífuga. Dentro del impulsor se incrementa la velocidad del líquido, y aumenta la presión. Dentro del impulsor se incrementa la velocidad del líquido, y aumenta la presión.

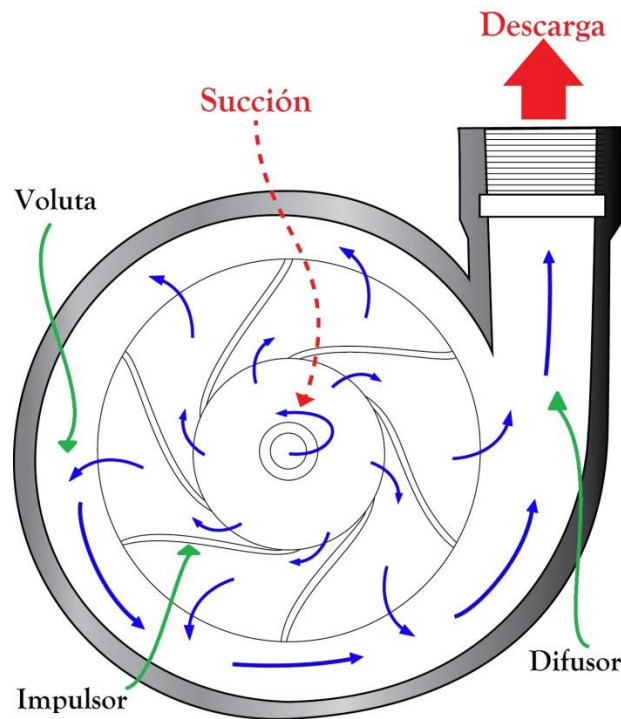


Figura V.12 Bomba centrífuga (corte transversal)

Una bomba de flujo axial típica es mostrada en la Figura V.13 y V.14. El flujo es paralelo al eje del árbol y los rodetes que aumentan la velocidad del líquido. Las bombas de flujo radial desarrollan una presión a la cabeza más alta por etapa y operan a velocidades más lentas que las bombas de flujo axial. Por lo tanto, los diseños de flujo axial se utilizan en muy alta tasa de flujo, aplicaciones muy bajas en la cabeza.

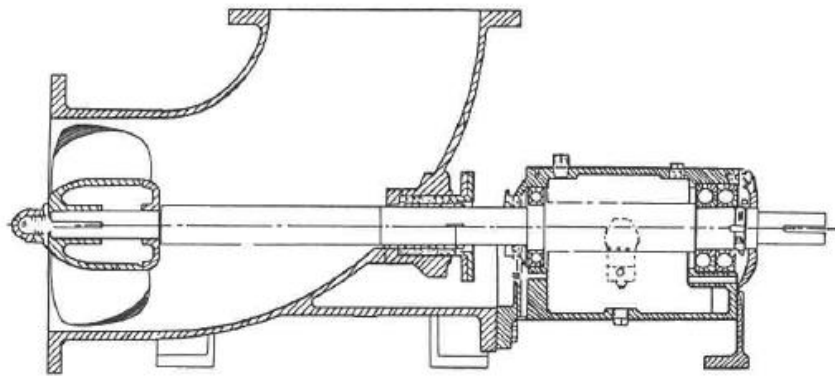


Figura V.13 Bomba de flujo axial (corte longitudinal)



Figura V.14 Bomba de flujo axial (vista de perfil)

A continuación se presenta las ventajas de las bombas centrífugas:

Ventajas:

- Es un equipo relativamente barato.
- Sus dimensiones ocupan poco espacio y peso en relación con el rendimiento.

- No hay espacios estrechos en la corriente de fluido, por lo que pueden manejar líquidos que contienen suciedad, abrasivos, grandes sólidos, entre otros.
- Debido a que la caída de presión es mínima y no hay pequeñas holguras entre la brida de succión y el impulsor, se puede operar a bajas presiones de succión.
- Debido a la forma de la curva de capacidad cabeza, bombas centrífugas se ajustan automáticamente a los cambios en la cabeza. Por lo tanto, la capacidad se puede controlar en un amplio intervalo a velocidad constante.

V.2.4.2 Bombas reciprocantes

En las bombas reciprocantes, se añade energía al fluido de forma intermitente moviendo uno o más fronteras de sistema linealmente con un pistón, un embolo, o un diafragma en uno o más espacios (volúmenes) que contienen el fluido. Si el líquido se bombea durante el movimiento lineal en una sola dirección entonces la bomba está clasificada como de "simple efecto", si el líquido es bombeado en ambas direcciones durante el movimiento entonces es clasificada como de "doble efecto". La Figura V.15 muestra un ejemplo de esta clasificación.

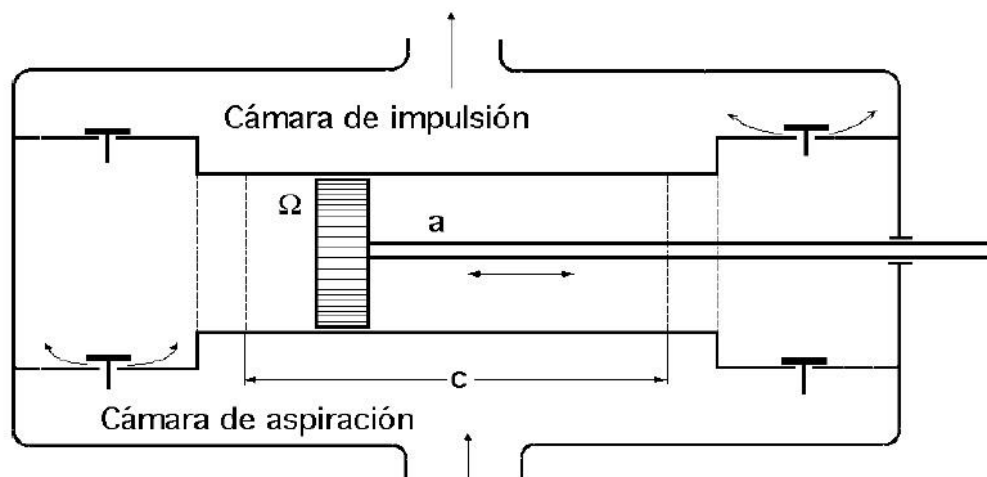


Figura V.15 Bomba reciprocante tipo embolo de doble efecto

Las bombas reciprocantes también se clasifican por el número de cilindros que tienen. Si el líquido está contenido en un cilindro entonces es llamado bomba simplex, dos cilindros es dúplex, tres cilindros es triplex, cinco cilindros es quintuplex, siete cilindros es septuplex, y así sucesivamente.

Ventajas:

- La eficiencia es alta, independientemente de los cambios en la presión a la cabeza. Eficiencias del orden de 85% a 95% son comunes.
- La eficiencia se mantiene alta, independientemente de la velocidad de la bomba, aunque tienda a disminuir ligeramente con el aumento de velocidad.
- Las bombas reciprocantes funcionan a velocidades de funcionamiento mucho más bajas que las bombas centrífugas y por lo tanto son más adecuados para el manejo de fluidos viscosos.
- Para una velocidad dada la velocidad de flujo es constante independientemente de la presión a la cabeza. La bomba sólo está limitada por la potencia del motor primario y la fuerza de las piezas de la bomba.

Las bombas reciprocantes también se clasifican por el número de cilindros que tienen. Si el líquido está contenido en un cilindro que se llama una bomba simplex, dos cilindros de un dúplex, tres cilindros de un triplex, cinco cilindros de un quintuplex, siete cilindros de un septuplex, y así sucesivamente.

V.2.5 Cavitación

Este fenómeno sucede cuando un líquido se mueve por una región (tubería) donde la presión del líquido es menor que la tensión de vapor, lo que hace que el líquido hierba y

se formen burbujas de vapor en su seno. Estas burbujas de vapor son arrastradas con el líquido hasta una región donde se alcanza una presión más elevada y allí desaparecen violentamente, provocando que el líquido se introduzca a alta intensidad en áreas reducidas.

Estas sobrepresiones que se producen pueden sobrepasar la resistencia a la tracción del material y arrancar partículas del metal dándole una apariencia esponjosa (picado de los álabes del impulsor).

Cuando estas burbujas de vapor llegan a la zona de alta presión desaparecen, ocasionando ruido y vibración, pudiendo llegar a producir averías en rodamientos, rotura del eje y otros fallos, ya que el material está desgastado.

En resumen la cavitación es la formación de burbujas de vapor o de gas en el seno de un líquido, causada por las variaciones que este experimenta en su presión, y cuyas consecuencias son:

- Disminución de la capacidad de bombeo.
- Disminución del rendimiento de la bomba.

La cavitación indica un NPSH disponible insuficiente, ocasionado por una altura estática baja, alta temperatura o excesiva pérdida de carga en la aspiración. Este fenómeno puede evitarse manteniendo la presión del líquido por encima de la presión de vapor.

V.2.6 NPSH Requerida de la bomba

Es una característica propia de la bomba, se define como la energía necesaria para llenar la parte de succión y vencer las pérdidas por rozamiento y aumentar la velocidad,

esta es especificada por el fabricante. Su valor puede determinarse tanto por prueba como por cálculo.

Para una bomba centrífuga el NPSH requerido es la cantidad de energía necesaria, expresada en columna hidrostática de líquido para:

- Vencer las pérdidas de carga desde la abertura de admisión (entrada) a los álabes del impulsor.
- Crear la velocidad deseada de corriente a los álabes, ya que es necesaria una velocidad mínima.

Para una bomba recíprocante el NPSH requerido es la energía expresada en unidades de presión para:

- Vencer las pérdidas desde la abertura de admisión a los engranajes o paletas.
- Crear la velocidad deseada de entrada a los engranajes o paletas.

Cabe mencionar que la NPSH requerida es mayor para bombas recíprocantes debido a las pérdidas por aceleración por la válvula y el fluido dentro de la bomba; también que debido a que los efectos de la cavitación pueden ser severos, se recomienda que se considere un rango de error de 3 a 5 [ft] menos en el NPSH disponible “garantizado” de la bomba.

Para el cálculo del NPSH es necesario saber los siguientes factores:

- La presión en la cabeza de la bomba (H_p).
- La presión de succión de la bomba ($H_{\text{succión}}$).
- Las pérdidas por fricción en la línea de flujo y la bomba (H_f).
- Las pérdidas por aceleración (H_a).

La ecuación para el cálculo de NPSH es:

$$NPSH = H_p + H_{Succion} - H_f - H_a \quad (V.7)$$

Presión en la cabeza de la bomba

La presión que requiere una bomba para desplazar un líquido entre dos puntos puede ser calculada con la ley de Bernoulli:

$$H_p = \frac{144}{\rho} (P_2 - P_1) + (Z_2 - Z_1) + \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2g} + H_f \quad [ft] \quad (V.8)$$

Perdidas por aceleración

Las pérdidas por fricción son “cero” para las bombas centrifugas, mientras que para las bombas reciprocantes es calculada de la siguiente forma:

$$H_a = \frac{L V_L R_p C}{g K_c} \quad [ft] \quad (V.9)$$

En donde al factor C y al factor de compresibilidad (K_c) se les asigna un valor dependiente del tipo de bomba y líquido, estos son mostrada en la Tabla V.2:

Tabla V.2 Valores asignados a los factores C y K_c

Factor	Tipo de bomba o líquido	Valor
C	Simplex doble efecto	0.200
	Dúplex doble efecto	0.200
	Dúplex simple efecto	0.115
	Triplex	0.066
	Quintuplex	0.040
Kc	Fluido no compresible	1.4
	Agua producida	1.5
	Aceite crudo	2.0
	Líquidos relativamente compresibles	2.5



Potencia de la bomba

La potencia de una bomba que debe ser entregada por la bomba está dada por la siguiente ecuación:

$$HHP = \frac{H_p \rho q_L}{550} [HP] \quad (V.10)$$

Conclusiones y recomendaciones

Se establecieron diversos criterios para el diseño de equipo superficial, especialmente en los procesos de separación y deshidratación; en donde se describen los principios básicos de diseño y los diferentes factores que afectan continuamente los procesos descritos, en ellos se señalan sus ventajas, desventajas, parámetros de diseño y consideraciones.

Se describieron los diferentes métodos de estabilización que permiten tener una mayor eficiencia o remoción en las fracciones ligeras de la corriente del aceite crudo a través del estricto control en la presión de vapor Reid como parte de las especificaciones de calidad establecidas a nivel internacional para su transporte, capacidad energética y compra-venta.

La recomendación más relevante para el manejo de la producción de aceite es la revisión periódica de las propiedades de los fluidos y de los pronósticos de producción de los pozos petroleros con base a simulaciones de proceso, que permitan determinar si los rangos de diseño aún son válidos para las condiciones de operación en los que se trabaja. Considerando en el proceso(s) de la instalación superficial de manejo de aceite “optimizaciones” en función de la capacidad de producción, condiciones de operación, propiedades de los fluidos, entre otras.

Referencias

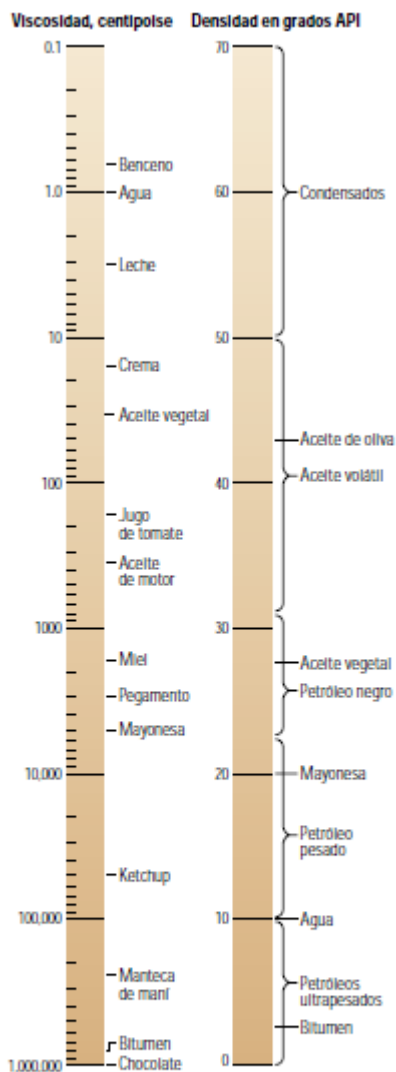
1. Álvaro Córdoba, José L. 2010. Equipo de Separación de Gas y Aceite en Instalaciones Costa Afuera. UNAM, Facultad de Ingeniería, México.
2. American Petroleum Institute, 2001, Manual of Petroleum Measurements Standards, Segunda Edición. Estados Unidos: American Petroleum Institute.
3. American Petroleum Institute. 1999. Recommended Practice for Design Installation of Electrical Systems for Fixed and Floating Offshore Petroleum Facilities for Unclassified and Class I, Division 1 and Division 2 Locations. Cuarta Edición. Estados Unidos: American Petroleum Institute.
4. Arnold, K. & Stewart, M. 1999, Surface Production Operations, Volume 1. Estados Unidos: Gulf Professional Publishing.
5. Arnold, K. & Stewart, M. 2008. Surface Production Operations; Design of Oil Handling Systems and Facilities, Volume I. Tercera Edición. Estados Unidos: Gulf Professional Publishing.
6. Boyun, Guo, C. Lyons, William & Ghalambor, Ali. 2007. Petroleum Production Engineering. Estados Unidos: Elsevier Science & Technology Books.
7. C. Lyons, William & J. Plisga, Gary. 2005. Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering. Segunda Edición. Estados Unidos: Gulf Professional Publishing.
8. Carl Curtis et al. 2002. "Yacimientos de petróleo pesado", Oilfield Review, pp. 2-3
9. Gas Processors Suppliers Association. 2004. Engineering Data Book. Doceava Edición. Estados Unidos: Gas Processors Suppliers Association.
10. Hinojosa Franco, Raúl. 2011. Diseño de Separadores Bifásicos y Trifásicos para Procesamiento de Gas y Crudo. UNAM, Facultad de Química, México.
11. Requena G., José & Rodríguez, M., Mauricio. 2006. Diseño y Evaluación de Separadores Bifásicos y Trifásicos. U.C. V. Facultad de Ingeniería de Petróleo, Caracas.

12. Subdirección de Tecnología y Desarrollo Profesional. 1999. Simbología de Equipo de Proceso. Primera Edición. México: PEMEX.
13. McCain, William. 1990. The Properties of Petroleum Fluids. Segunda Edición. Penn Well Books. Estados Unidos.
14. The International Council on Clean Transportation. 2011. Introducción a la Refinación del Petróleo y Producción de Gasolina y Diésel con Contenido Ultra Bajo de Azufre. Maryland: ICCT. URL: www.mathproinc.com
15. Verrier Castro, José & Rodríguez Alfonso, Niurka. 2007. Recolección y Tratamiento de Petróleo y Gas. Cuba: Centro Politécnico del Petróleo.
16. Villavicencio Palacios, Gustavo. 2012. Recolección, transporte y distribución del gas natural y el crudo; Tomo IV. Cuarta Edición. Santa Cruz – Bolivia: U VIRTUAL Centro de Excelencia.
17. Wuotto Ramos, José Antonio. 2008. Desarrollo de una Metodología para la Estabilización de los Crudos Ligeros y Súper Ligeros. UNAM, Facultad de Ingeniería, México.

Apéndice

Clasificación del aceite crudo

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo con su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que diferencia las calidades del crudo).



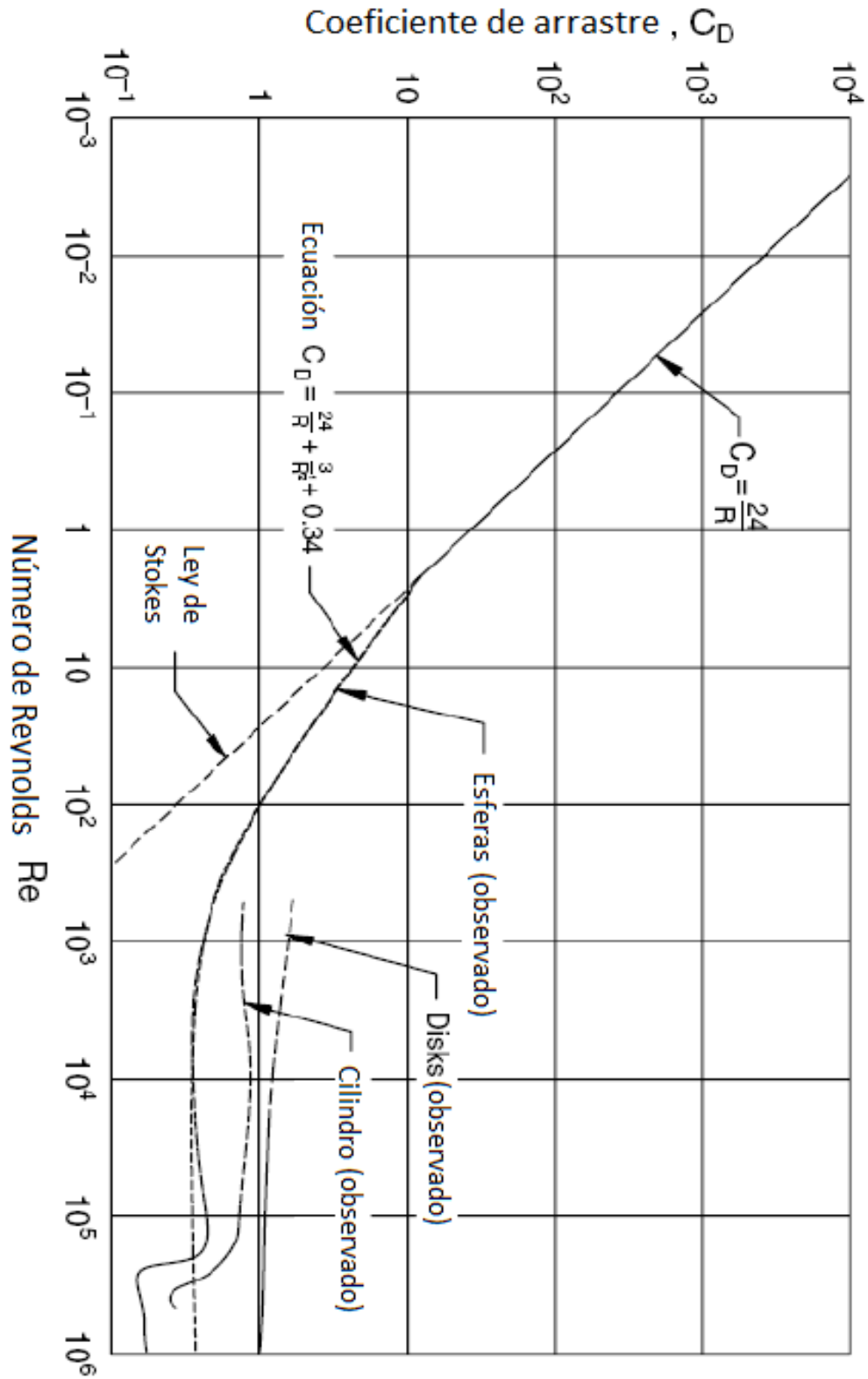
^ Densidades y viscosidades de los hidrocarburos y de otros líquidos. Las densidades API de los hidrocarburos líquidos varían entre 4° para los hidrocarburos ricos en bitumen y 70° para los condensados. El petróleo pesado puede poseer una viscosidad similar a la de la miel.

Aceite crudo	Densidad (g / cm ³)	Densidad ° API
Extrapesado	>1.0	10.0
Pesado	1.0 - 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 - 0.83	31.1 - 39
Superligero	< 0.83	> 39

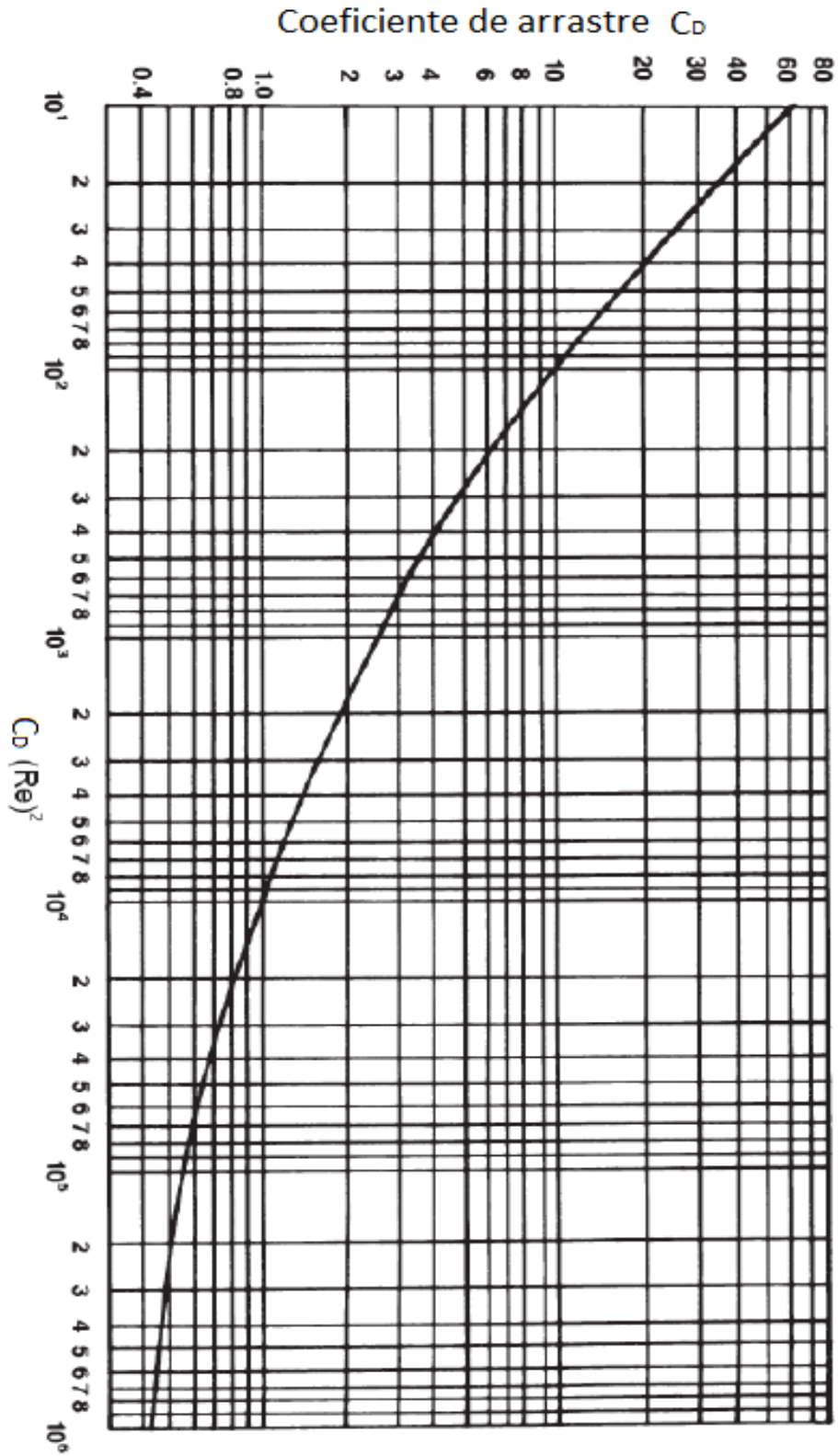
Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo:

Petróleo crudo	Densidad ° API	Porcentaje de azufre
Istmo	33.6	1.3%
Maya	22	3.3%
Olmeca	39.3	0.8%

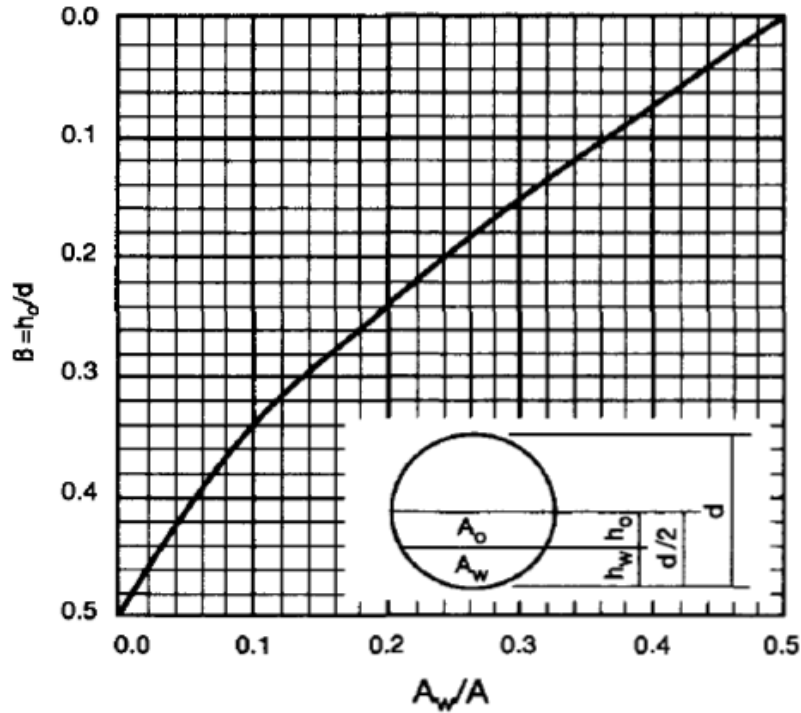
El petróleo mexicano es materia prima de calidad que se encuentra presente en toda la industria nacional e internacional como lo es en transporte, alimentos, fármacos, fertilizantes, pinturas y textiles.



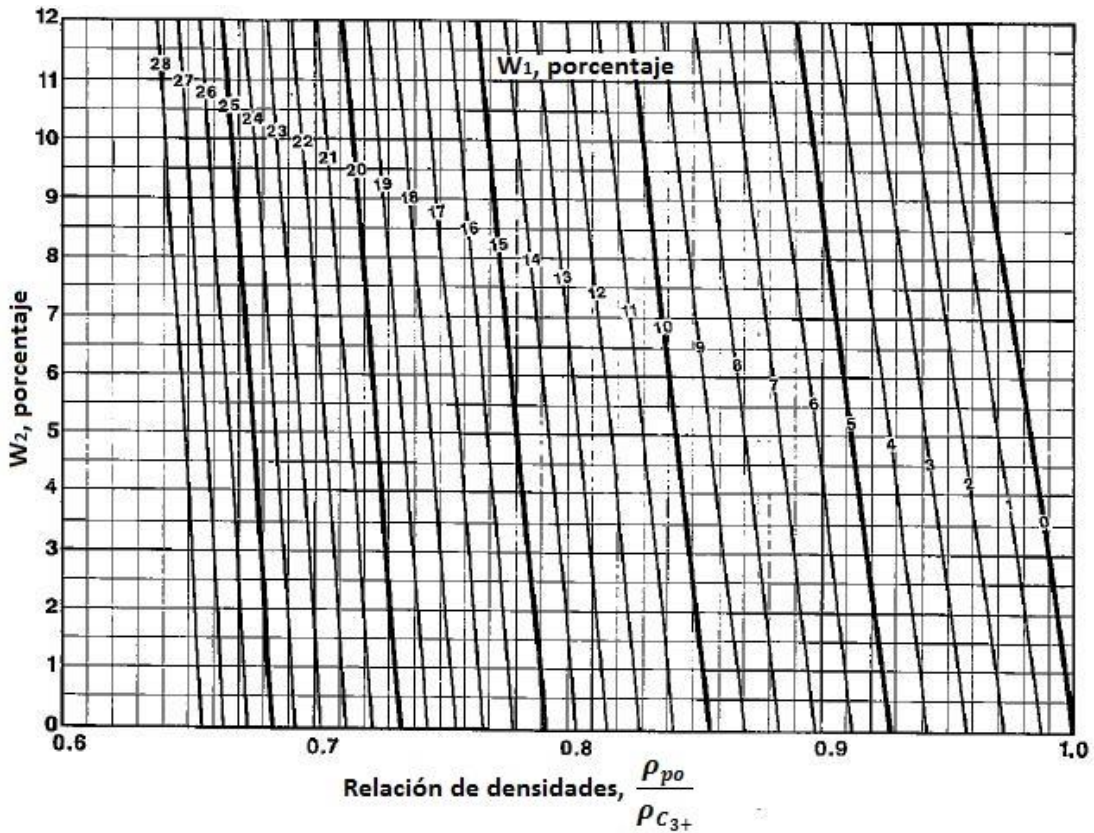
Gráfica II.1 Variación del coeficiente de arrastre en función del número de Reynolds



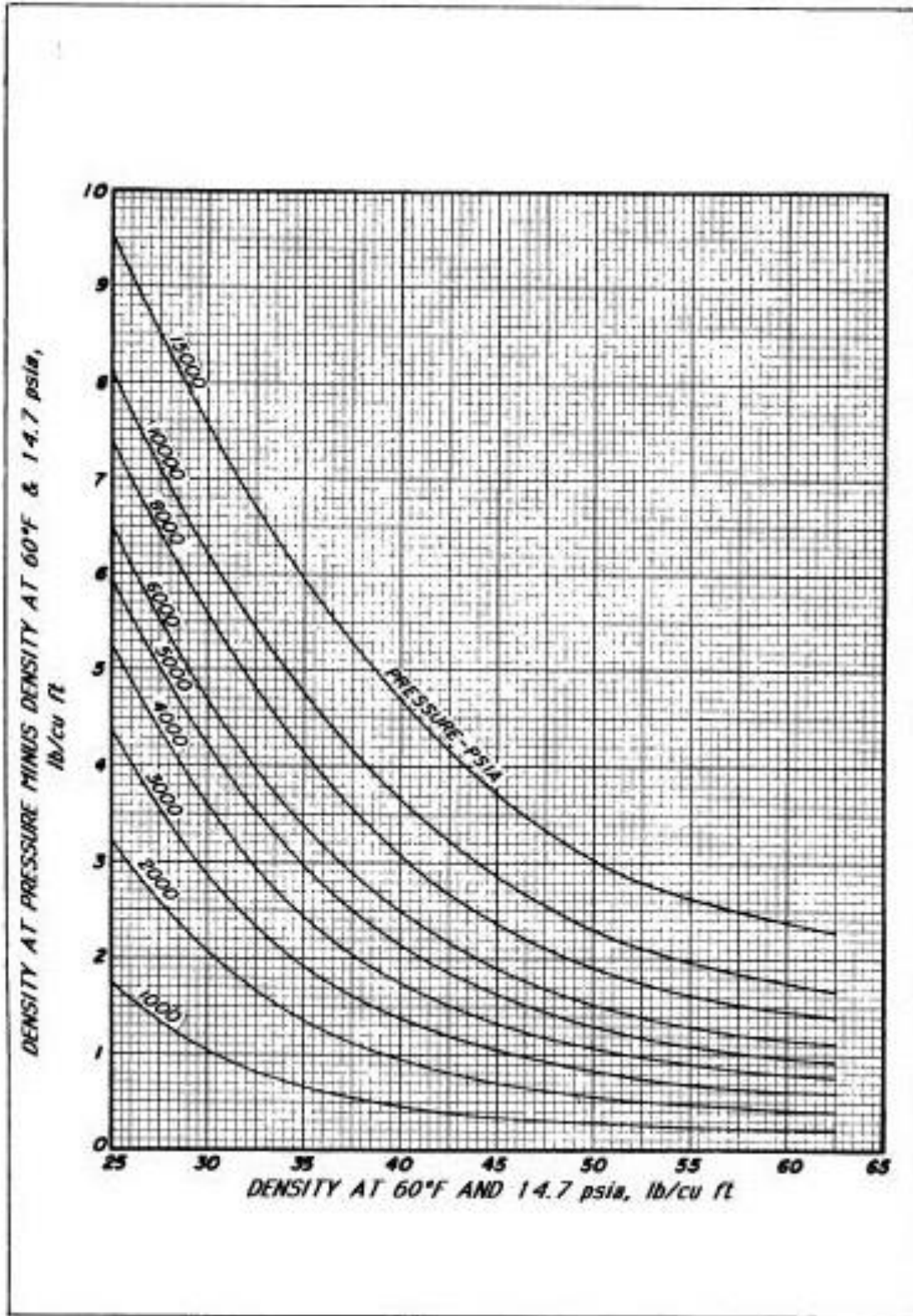
Gráfica II.2 Determinación de C_D mediante la ecuación (II.9)



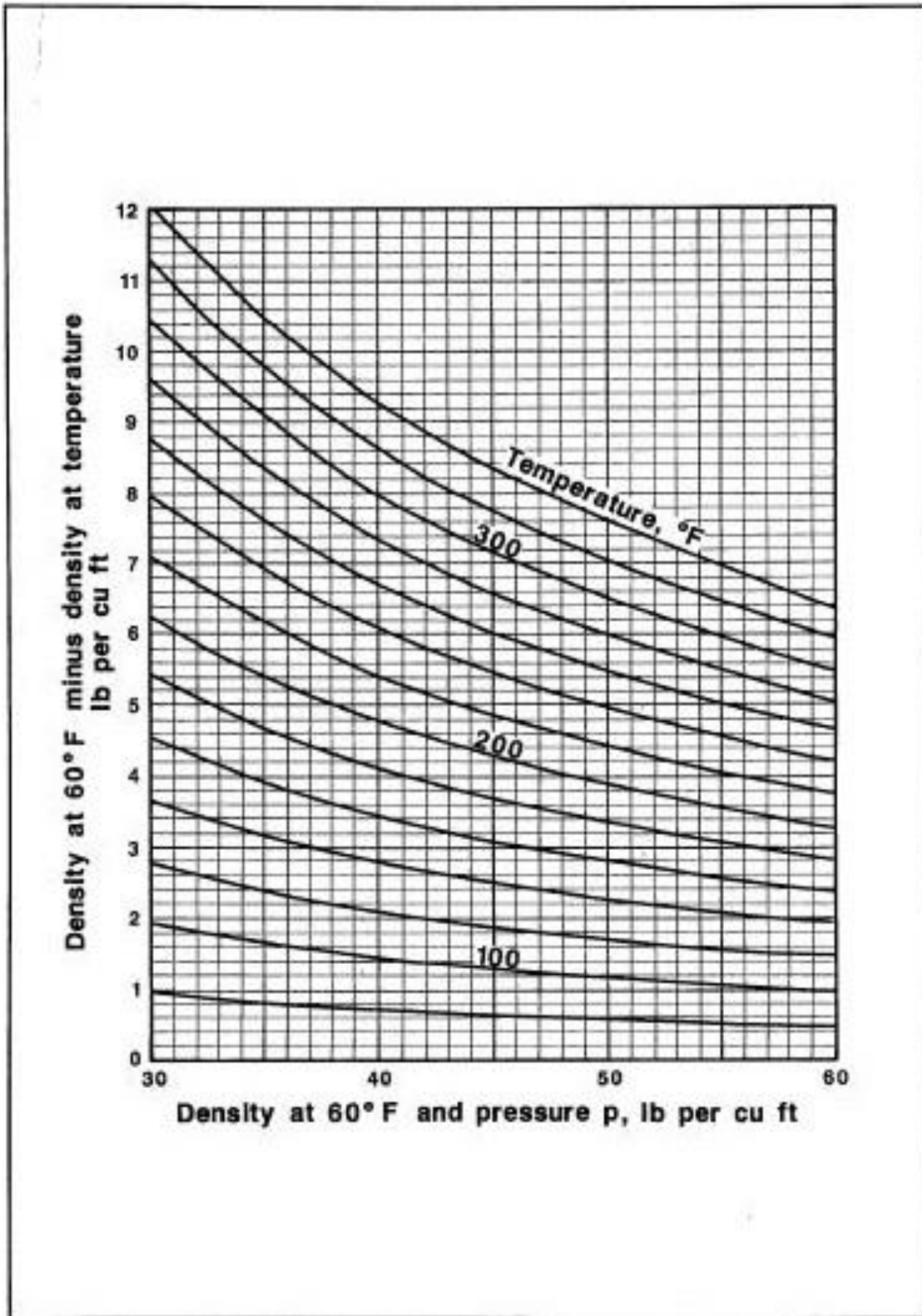
Gráfica II.3 Obtención del factor “β” por medio de la relación entre áreas



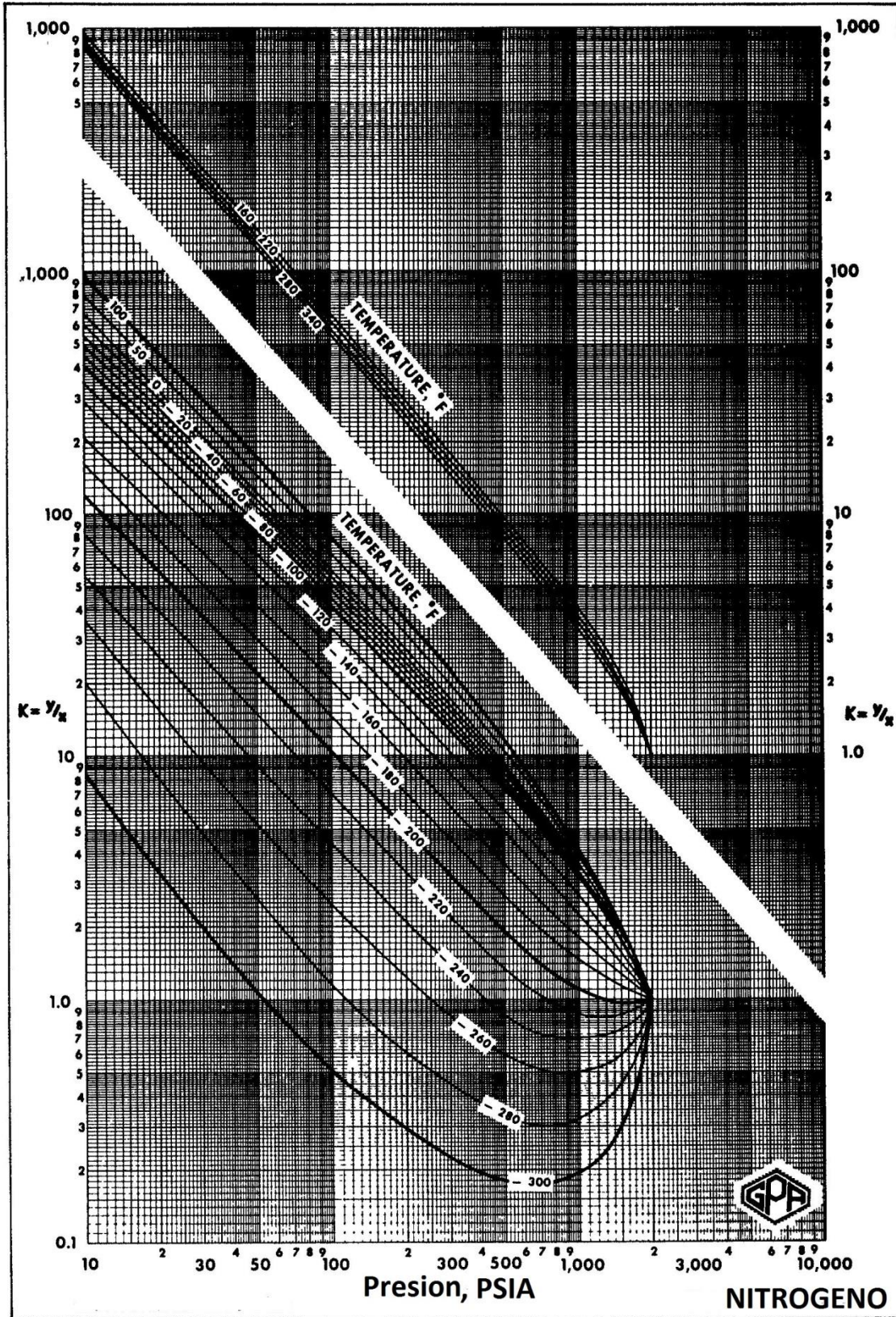
Gráfica II.4 Fracciones peso de metano y etano, en función de la relación de densidades



Gráfica II.5 Parámetro de ajuste por presión a la densidad del aceite

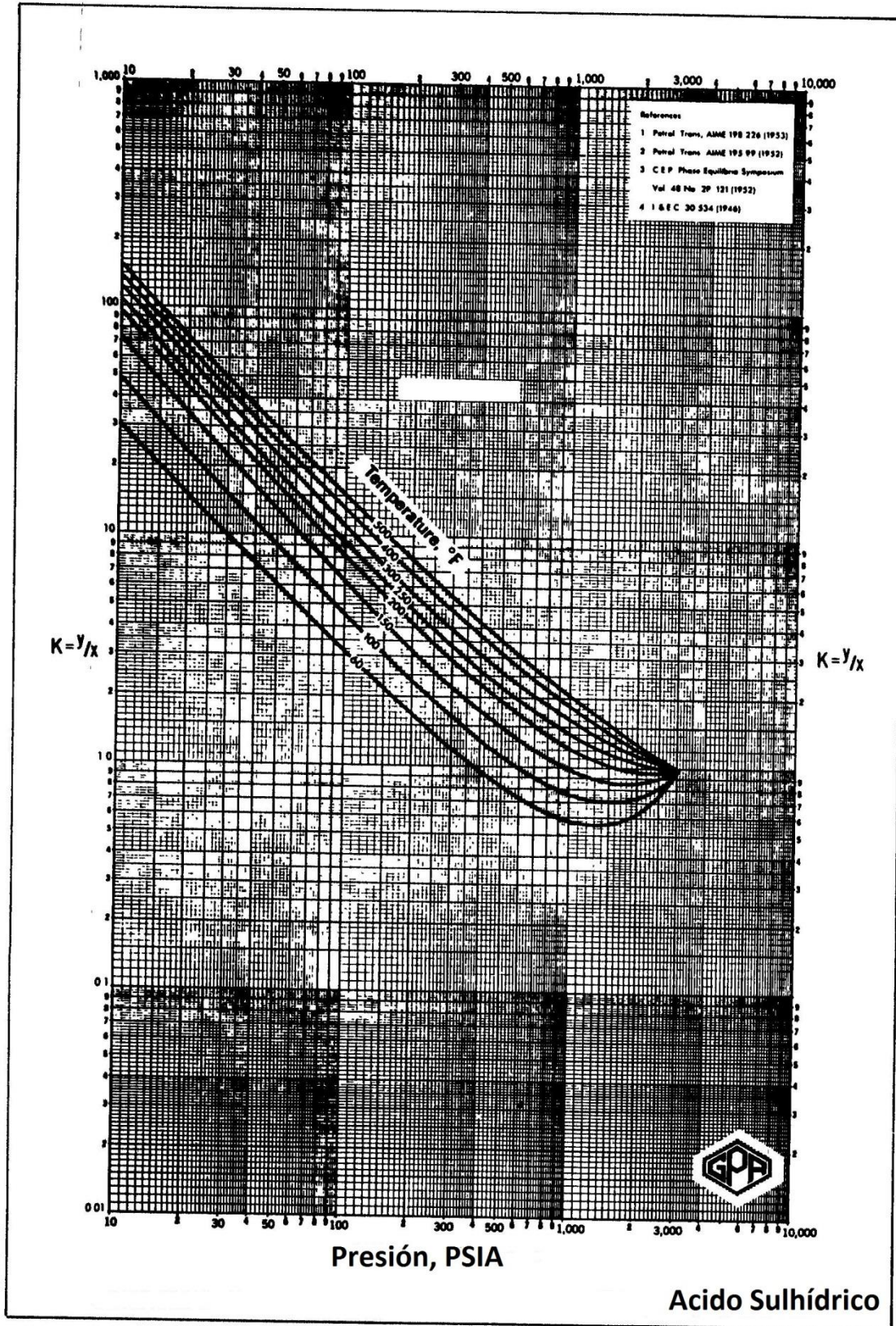


Gráfica II.6 Parámetro de ajuste por presión a la densidad del aceite



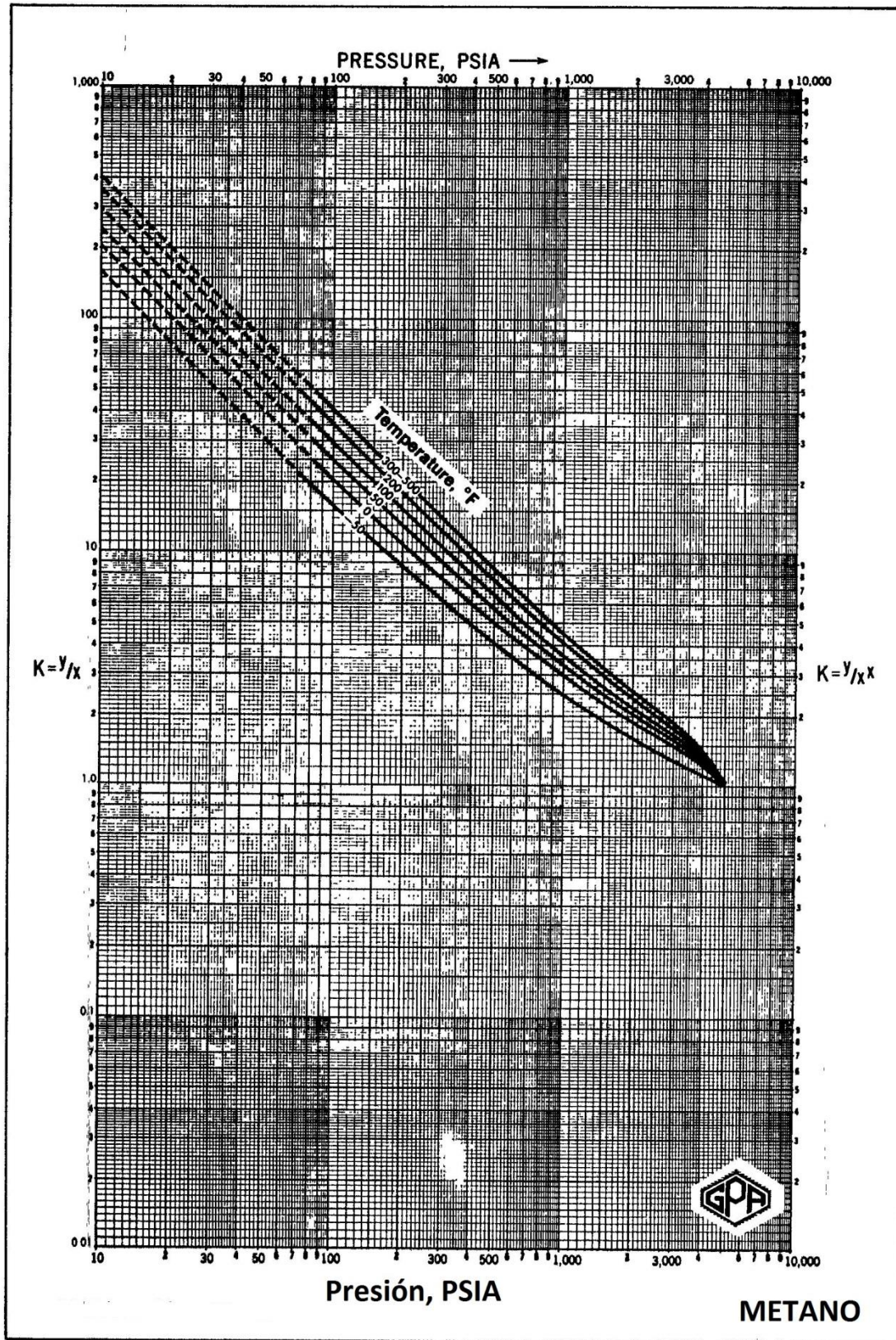
Gráfica II.7 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para el nitrógeno





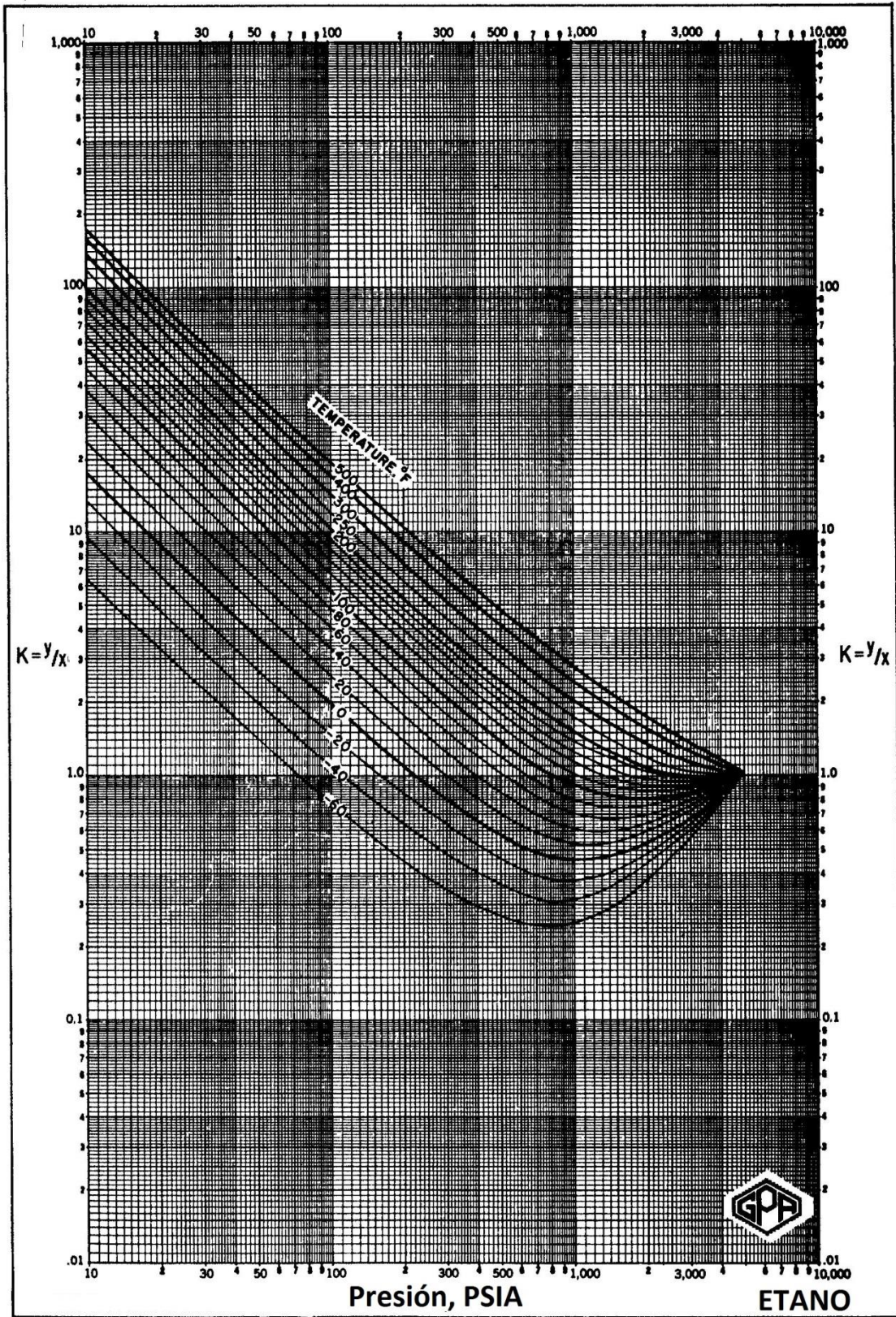
Gráfica II.8 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para el H₂S





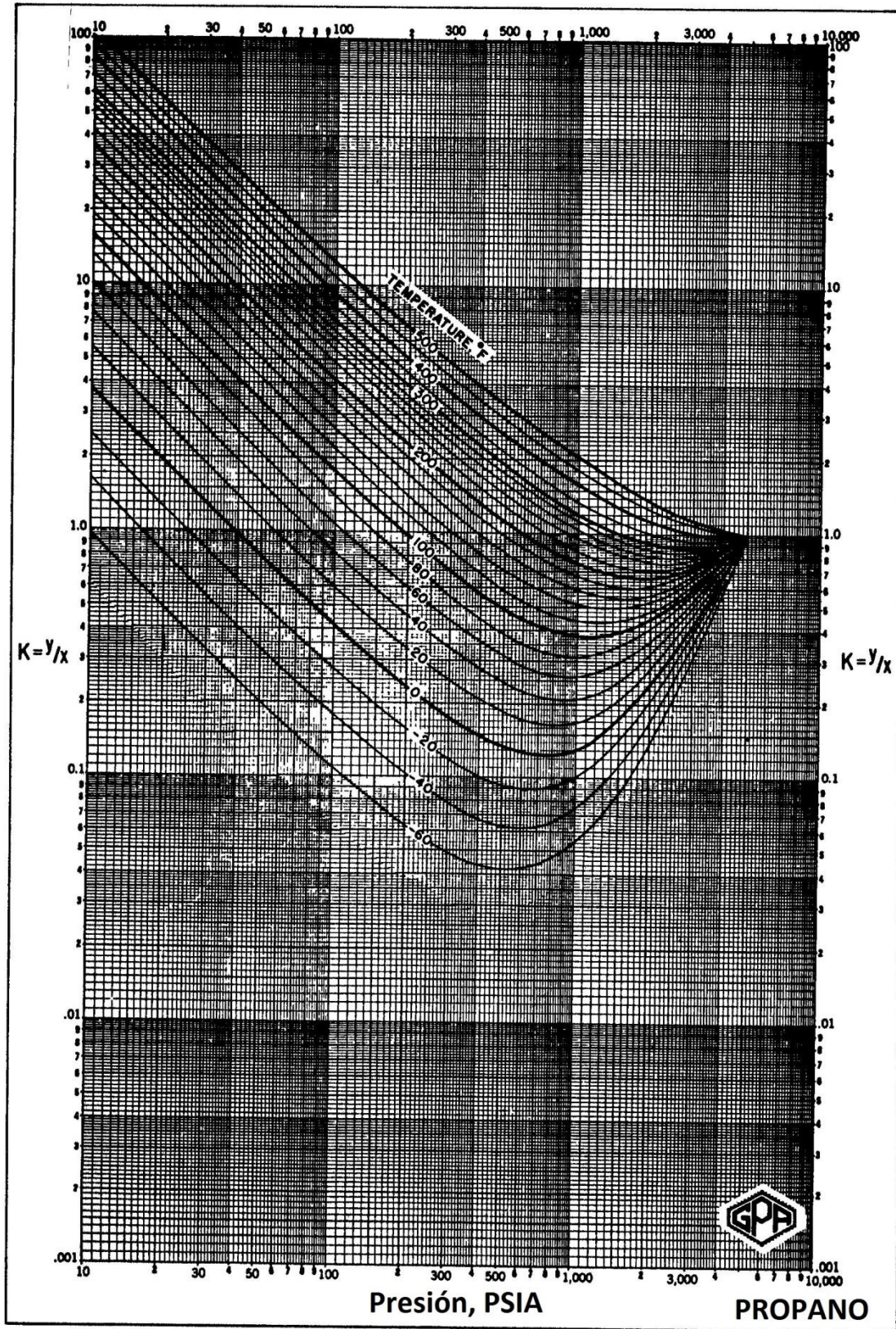
Gráfica II.9 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para el metano





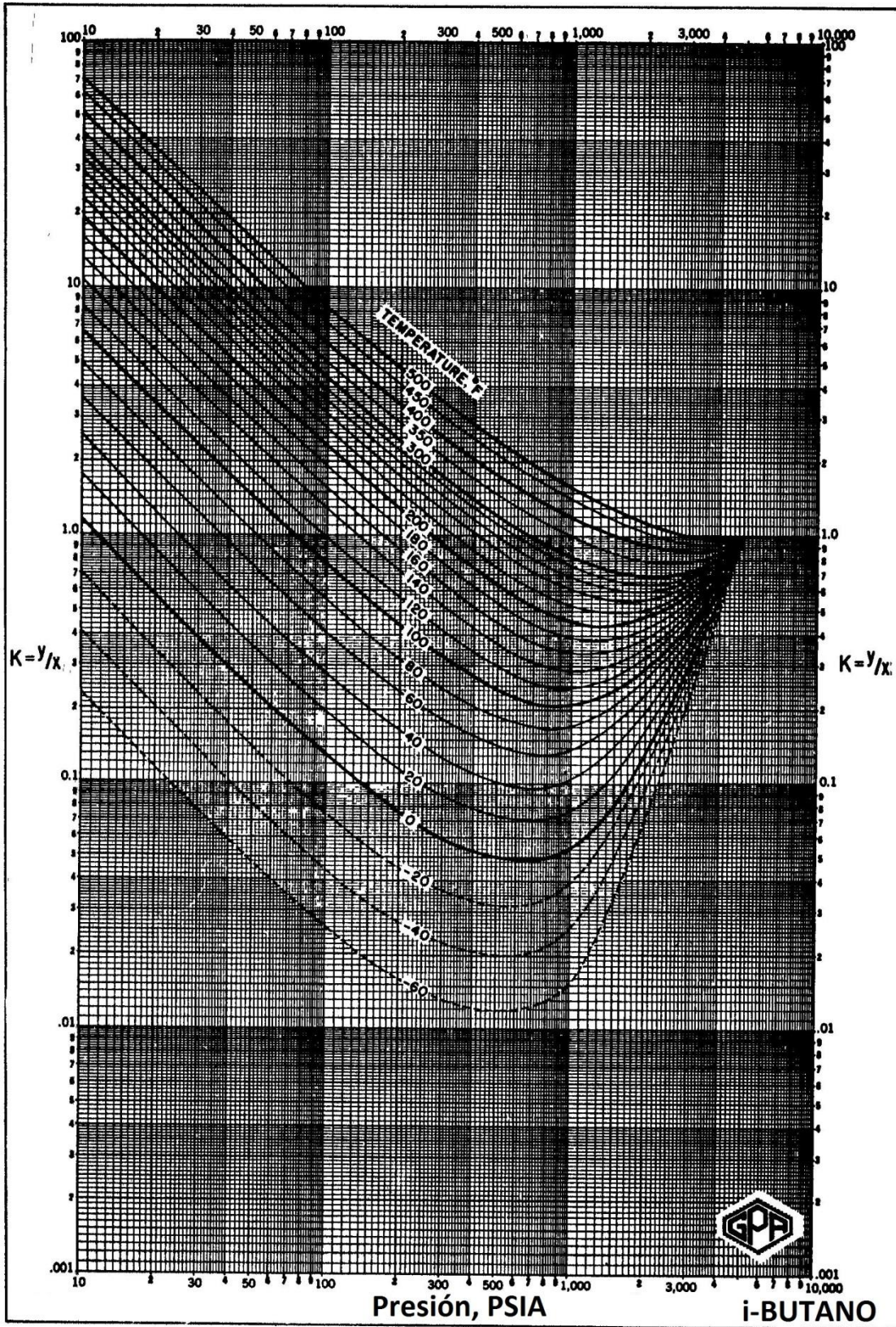
Gráfica II.10 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para el etano





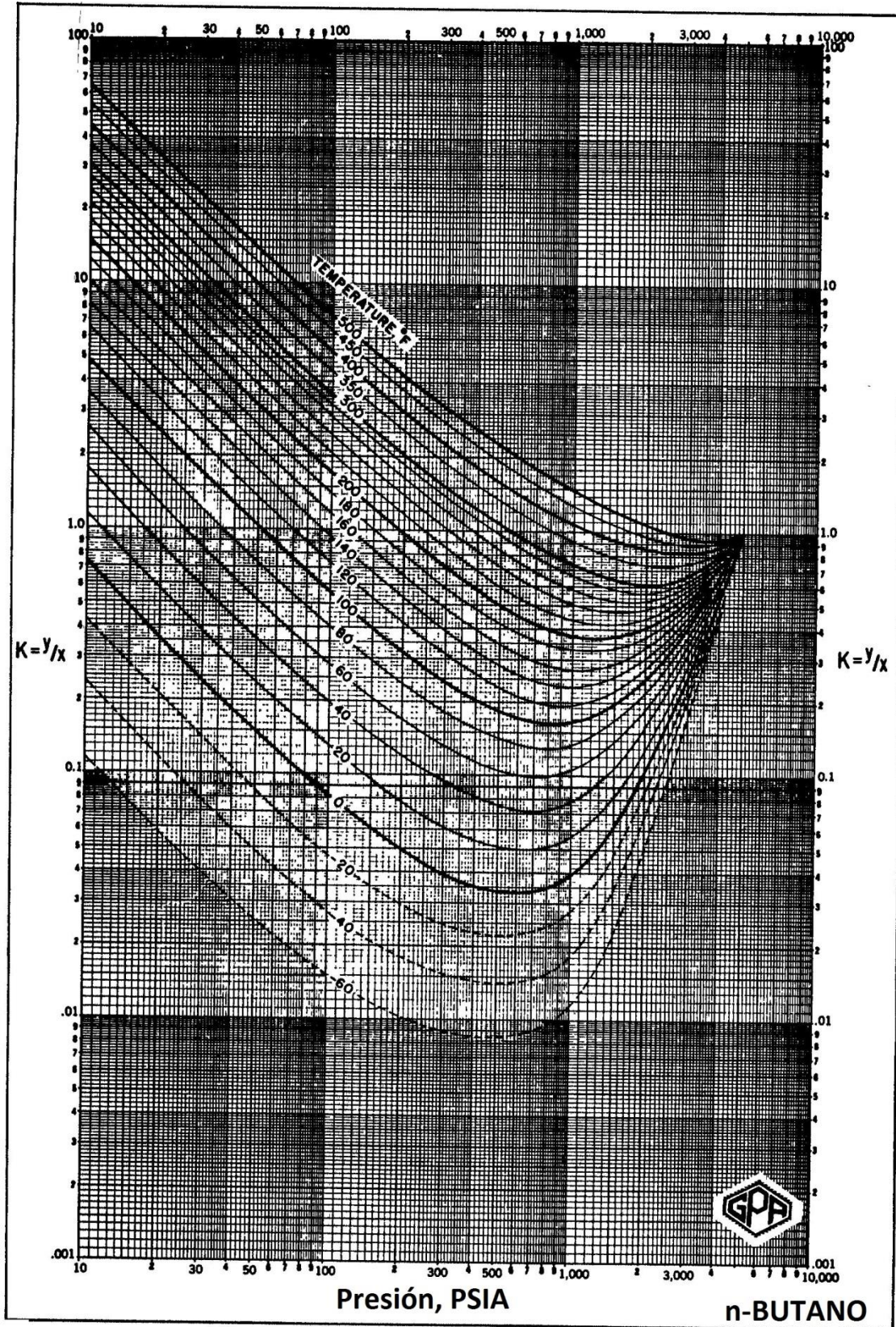
Gráfica II.11 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para el propano





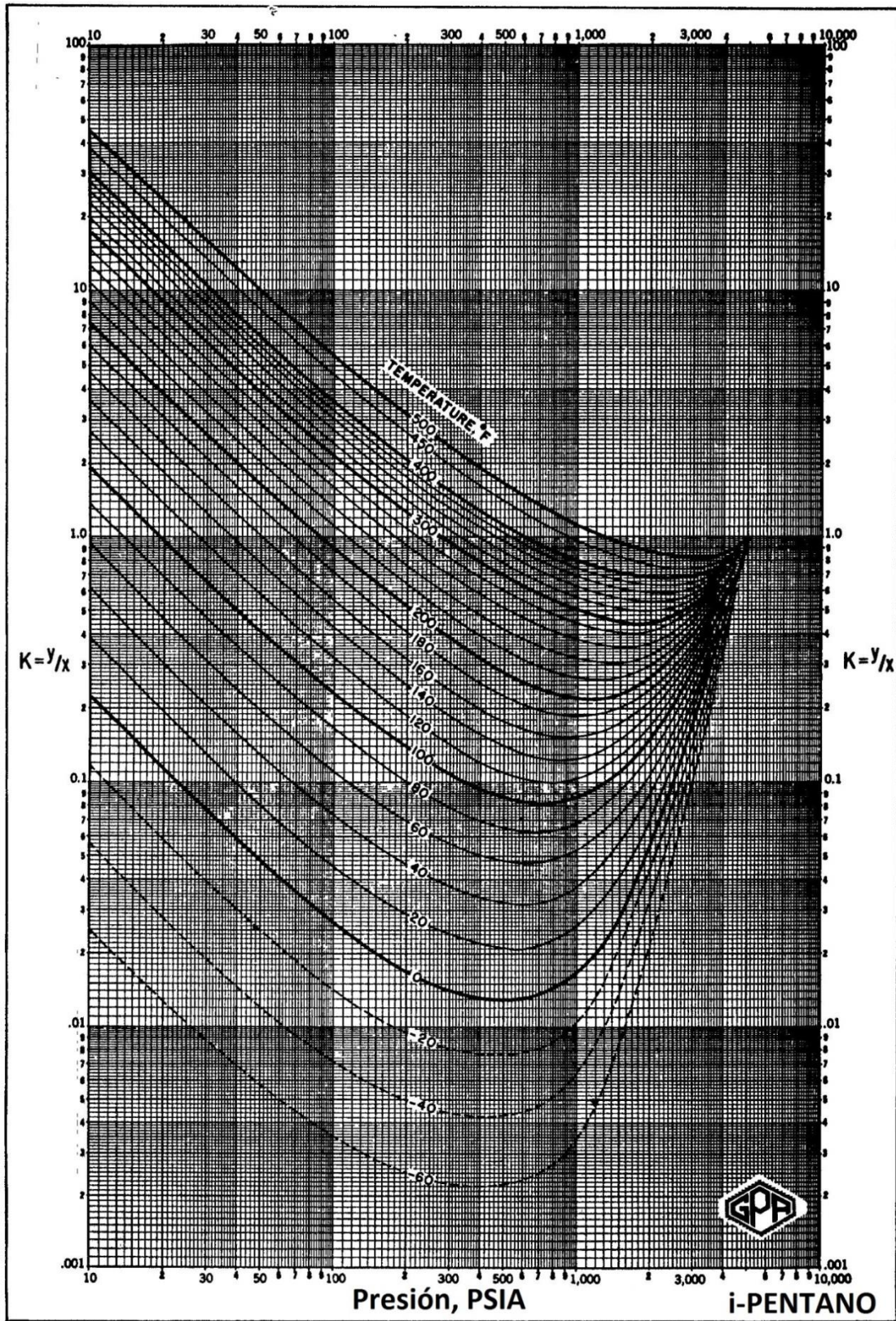
Gráfica II.12 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para i-butano





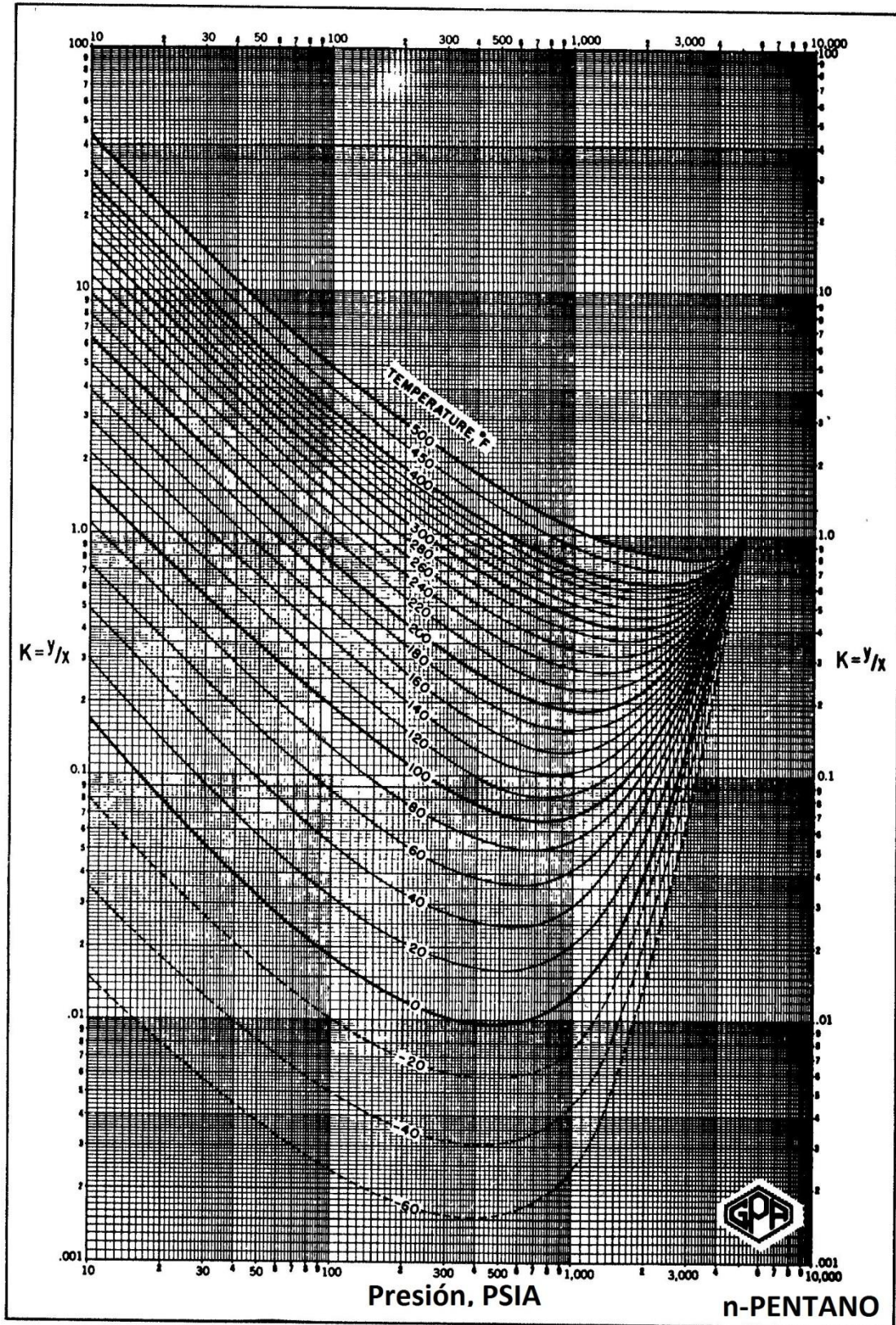
Gráfica II.13 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para n-butano



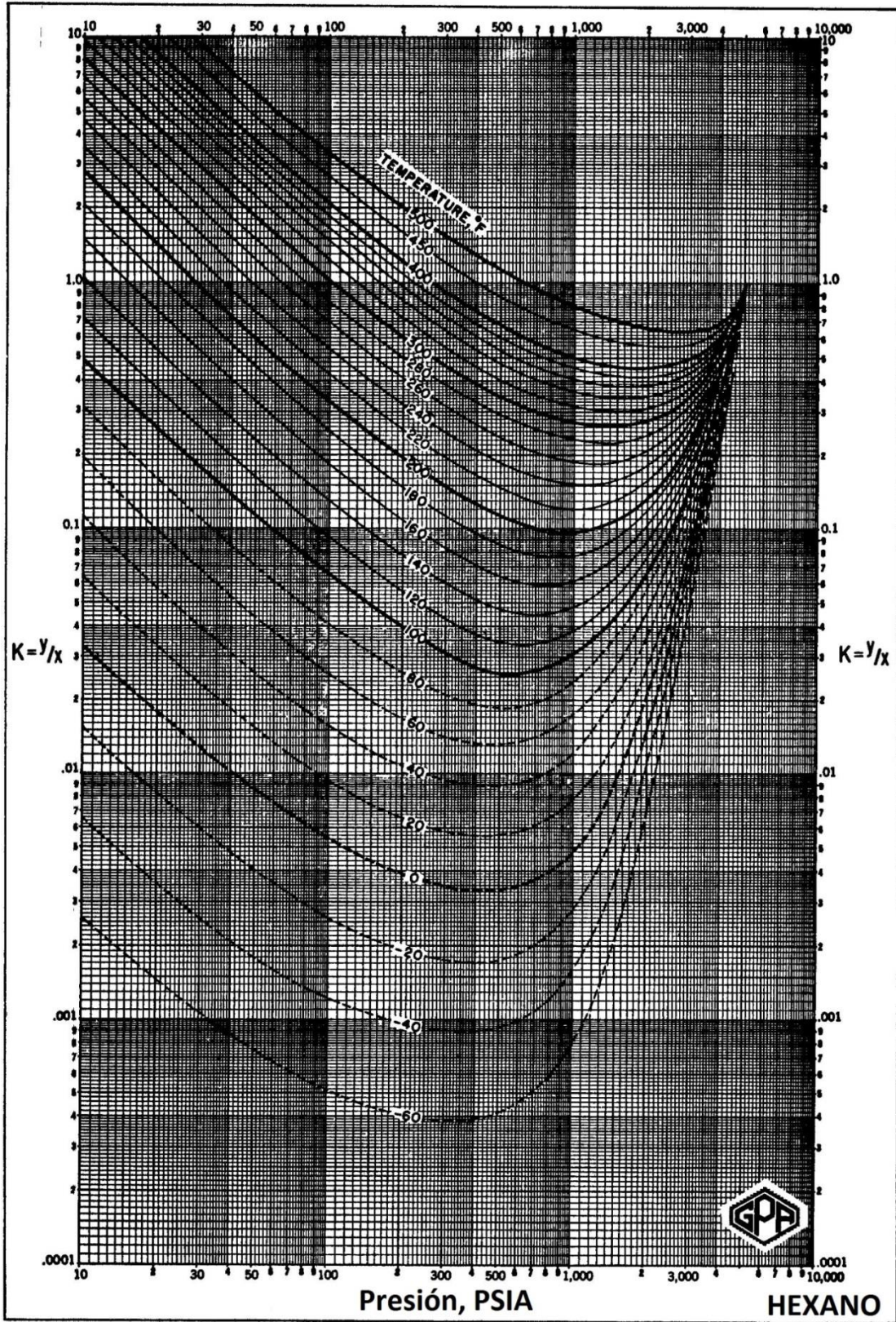


Gráfica II.14 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para i-pentano



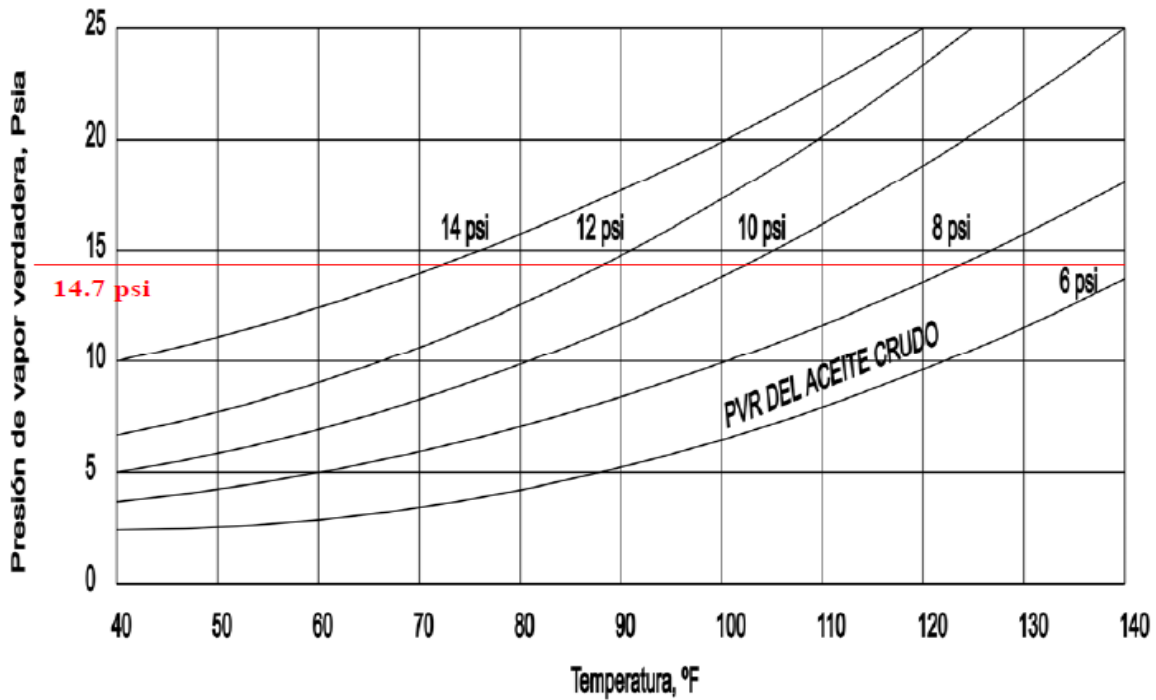


Gráfica II.15 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para n-pentano

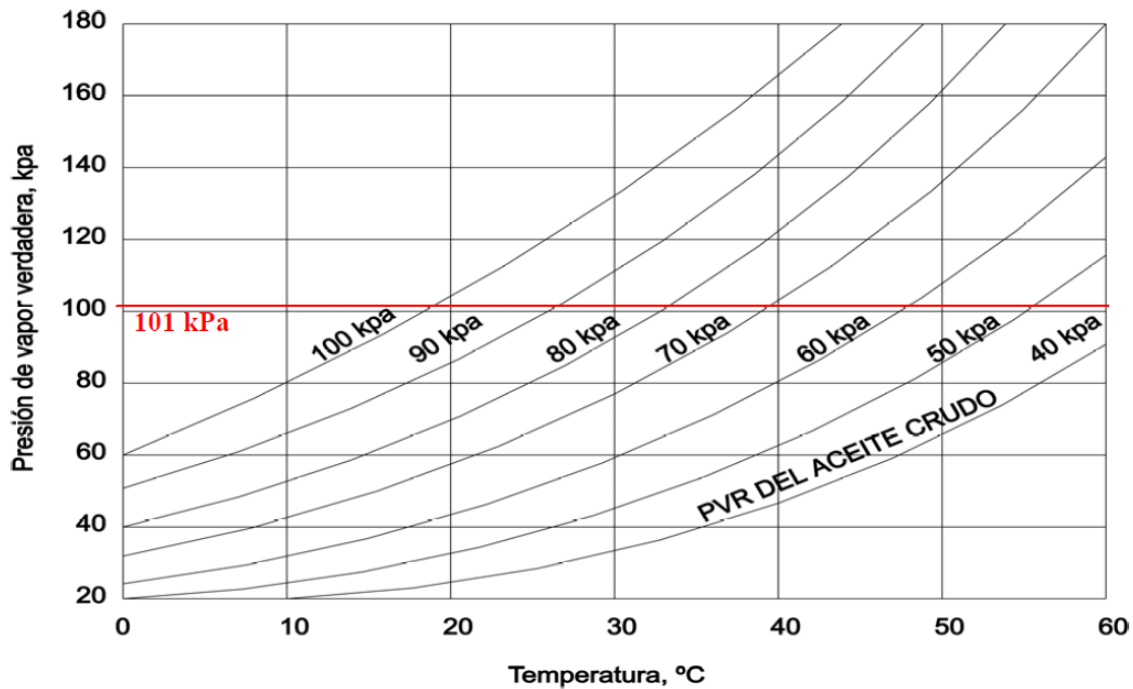


Gráfica II.16 Constante de equilibrio "K" en función de la presión para el hexano

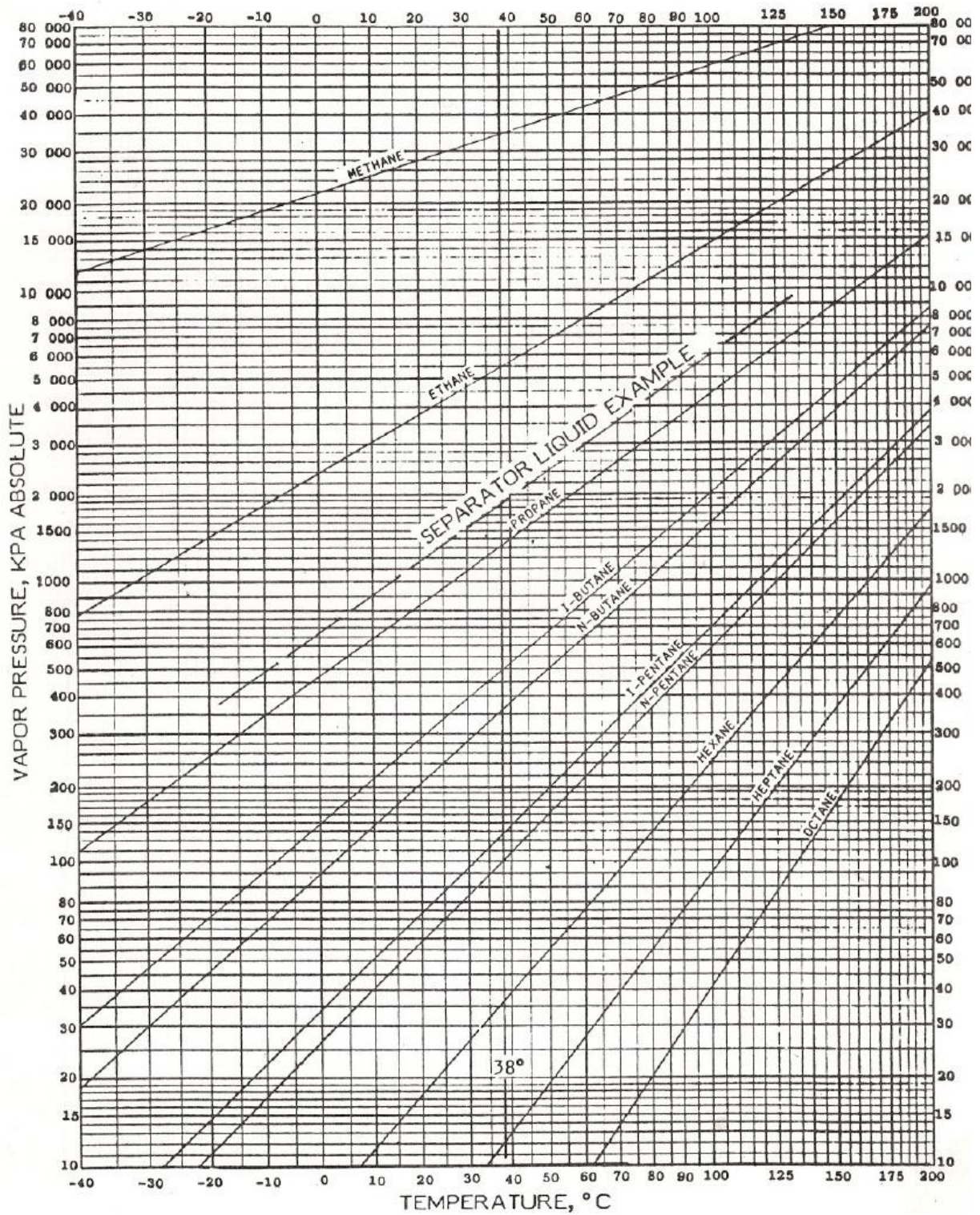




Gráfica III.1 Presión de vapor verdadera (PVV) vs Presión de vapor Reid (PVR). (SI)



Gráfica III.2 Presión de vapor verdadera (PVV) vs Presión de vapor Reid (PVR). (SIU)



Gráfica III.3 Presión de vapor de hidrocarburos puros

