



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**“Aplicación de un interno
ciclónico de alta eficiencia en
un separador horizontal
trifásico y su impacto en la
batería de separación Costero”**

TESIS

Que para obtener el título de
Ingeniero Petrolero

P R E S E N T A N

Sonia Torres Martínez

Luciano Daniel Pérez Aguilar

DIRECTOR DE TESIS

M.I. Noel Ernesto Santamaría Guevara



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2016

Contenido

INTRODUCCIÓN.....	9
ASPECTOS GENERALES	10
Objetivo General:.....	10
Objetivos Específicos	10
Justificación	10
CAPITULO I. Propiedades de los fluidos.	12
1.1 Propiedades del gas.	12
1.1.1 Densidad del gas, ρ_g	12
1.1.2 Factor de volumen del gas, B_g	14
1.1.3 Viscosidad de gas, μ_g	15
1.2 Propiedades del aceite.....	17
1.2.1 Densidad relativa del aceite, γ_o	17
1.2.2 Factor de volumen del aceite, B_o	18
1.2.3 Viscosidad de aceite, μ_o	19
1.2.4 Relación de solubilidad, R_s	20
1.3 Propiedades del agua de formación.....	21
Referencias Cap. I	22
CAPITULO II. Muestreo y análisis de fluidos.	23
2.1 Muestreo en líneas de conducción.	23
2.2 Muestreo en Tanques.....	23
2.3 Muestreo de fondo a pozo cerrado o fluyente.	24
2.4 Muestreo en separador.	25
Referencias Cap. II	26
CAPITULO III. Composición de los fluidos del yacimiento.....	27
3.1 Experimentos de laboratorio - Análisis PVT.	29
3.1.1 Separación Flash (Expansión a composición constante). ^[5]	30
3.1.2 Separación diferencial.	31
3.1.3 Agotamiento a Volumen Constante (ACV).	31
3.1.4 Separación en Etapas.	32

Referencias Cap. III	34
CAPITULO IV. Calidad de los hidrocarburos producidos en México.	35
4.1 Calidad del Gas producido.	35
4.2 Calidad del Aceite producido.	37
Referencias Cap. IV	39
CAPITULO V. Separación bifásica y trifásica de hidrocarburos.	40
5.1 Principios de separación Gas-Líquido. ^[1]	40
5.2 Tipos de separadores. ^[2,3]	44
5.2.1 Bifásicos.	45
5.2.2 Trifásicos.	45
5.2.3 Horizontales.	45
5.2.4 Verticales.	46
5.3 Dispositivos internos en un separador.	48
5.3.1 Desviadores de entrada.	49
5.3.2 Placas antiespuma.	50
5.3.3 Rompedores de vórtices.	50
5.3.4 Extractor de niebla.	50
5.3.5 Rompedores de olas.	51
5.4 Etapas de separación. ^[1]	52
5.4.1 Sección de Separación Primaria.	53
5.4.2 Sección de Separación Secundaria.	53
5.4.3 Sección de Extracción de Neblina.	54
5.4.4 Sección de Almacenamiento de Líquidos.	54
5.5 Factores que afectan la eficiencia de separación. ^[5]	55
5.5.1 Tamaño de las partículas de líquido.	55
5.5.2 Velocidad del gas.	57
5.5.3 Presión de separación.	57
5.5.4 Temperatura de separación.	57
5.5.5 Densidades del líquido y del gas.	58
5.5.6 Viscosidad del gas.	58
Referencias Cap. V	60
CAPITULO VI. Diseño de separadores horizontales trifásicos.	61

6.1 Parámetros que intervienen en el diseño. ^[1]	61
6.1.1 Volumen de operación de líquido y gas.	61
6.1.2 Tiempo de retención.	62
6.1.3 Longitud efectiva de operación.	62
6.2 Separador horizontal trifásico-Dimensionamiento.	63
6.3 Procedimiento.	70
Referencias Cap. VI.....	72
CAPITULO VII. Separación ciclónica de hidrocarburos.	74
7.1 Separadores ciclónicos.	74
7.2 Funcionamiento de Un Separador Tipo Ciclónico.	76
7.3 Características de la Separación Ciclónica.	79
7.4 Fuerzas que Actúan en un Proceso de Separación Ciclónica.	81
7.5 Trayectoria de la partícula.	82
7.6 Ventajas y desventajas del uso de la tecnología ciclónica.	82
7.7 Diseño de separadores ciclónicos.	84
7.7.1 Conceptos básicos.	84
7.7.2 Fenómenos considerados en el diseño de separadores ciclónicos.	89
7.8 Modelado del separador ciclónico.	92
7.8.1 Nivel de equilibrio líquido.	92
7.8.2 Interfase gas-líquido.	94
7.8.3 Colgamiento de líquido neto cero.	96
7.8.4 Área de operación del arrastre de líquidos.	103
7.8.5 Inicio del arrastre de líquido en el patrón tipo anular.	105
7.8.6 Trayectoria de burbuja.	106
Referencias Cap. VII.....	110
CAPITULO VIII.	112
Descripción de la situación actual de la batería de separación COSTERO.	112
8.1 Descripción general.	112
8.2 Propósito general.	112
8.3 Condiciones del entorno.	112
8.3.1 Temperaturas máximas y mínimas.	112
8.3.2 Humedad relativa.	113

8.4 Censo de equipo.....	113
8.4.1 Censo de equipos estáticos.....	113
8.4.2 Censo de equipos dinámicos.....	113
8.5 Descripción detallada del proceso.....	114
8.6 Calidad y disponibilidad de los insumos y productos.....	115
8.6.1 Insumos.....	115
8.6.2 Productos.....	115
Referencias Cap. VIII.....	120
CAPITULO IX. Optimización de la separación mediante el uso de internos ciclónicos.....	121
9.1 Corriente de alimentación.....	121
9.1.1 Recombinado de la muestras.....	122
9.2 Composición de los fluidos.....	125
9.2.1 Composición del separador Convencional.....	126
9.2.2 Composición del separador optimizado.....	127
9.2.3 Composición Ideal (simulación Flash).....	134
9.3 Eficiencia de separación.....	139
9.3.1 Eficiencia de separación en la corriente de gas del separador convencional.....	140
9.3.2 Eficiencia de separación en la corriente de gas del separador optimizado.....	142
9.3.3 Eficiencia de separación en la corriente de líquido del separador convencional.....	142
9.3.4 Eficiencia de separación en la corriente de líquido del separador optimizado.....	143
9.3.5 Eficiencia de separación en la corriente de gas de la separación Flash.....	144
9.3.6 Eficiencia de separación en la corriente de líquido de la separación Flash.....	145
9.4 Comparación composicional de las corrientes de fluidos.....	146
9.4.1 Corriente de líquido.....	146
9.4.2 Corriente de gas.....	150
Referencias Cap. IX.....	156
CAPITULO X. Conclusiones y recomendaciones.....	157
Apéndice A.....	159

Lista de Ilustraciones

Ilustración 1.-Forma común del factor de volumen de gas de formación (B_g) ^[2]	15
Ilustración 2.-Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes. ^[2]	16
Ilustración 3.- Peso molecular vs viscosidad a la atmósfera. ^[2]	17
Ilustración 4.- Comportamiento típico del factor de volumen del aceite, B_o , para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura. ^[2]	19
Ilustración 5.- Forma común de la viscosidad del aceite como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante. ^[2]	20
Ilustración 6.- Comportamiento de R_s para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante. ^[2]	21
Ilustración 7.- Esquema de un cromatógrafo de gases. ^[1]	28
Ilustración 8 Esquema operacional de la destilación fraccionada.....	28
Ilustración 9.- Esquema de la secuencia de la separación Flash. ^[5]	30
Ilustración 10.- Esquema de la secuencia de la separación diferencial en la celda.	31
Ilustración 11.- Esquema de la secuencia del Agotamiento a Volumen Constante.	32
Ilustración 12.- Esquema de la secuencia del proceso de separación en etapas.....	33
Ilustración 13.- Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido que cae contra una corriente de gas. ^[1]	41
Ilustración 14- Esquema de un tubo centrífugo de un extractor de tipo ciclónico. ^[1]	42
Ilustración 15.- Esquema de un extractor de niebla tipo ciclónico. ^[1]	42
Ilustración 16.- Separador Horizontal Trifásico. ^[3]	46
Ilustración 17.-Diagrama de separador vertical. ^[3]	47
Ilustración 18.- Esquema de los dispositivos internos de un separador. ^[9]	48
Ilustración 19.- Diagrama de algunos desviadores de entrada. ^[6]	49
Ilustración 20.- Internos tipo ciclónicos. ^[4]	49
Ilustración 21.- Rompedor de vórtices.....	50
Ilustración 22.- Cojines de mallas de alambres. ^[6]	51
Ilustración 23.- Eliminador de niebla tipo veleta. ^[6]	51
Ilustración 24.- Rompedores de olas.	52
Ilustración 25.- Secciones de separación en un separador vertical.	53
Ilustración 26.- Esquema de un separador vertical.....	55
Ilustración 27.- Relación del tamaño de las partículas de líquido vs. Porcentaje de partículas eliminadas. ^[1]	56
Ilustración 28.- Gráfica de temperatura de separación vs. Recuperación de líquidos. ^[1]	58
Ilustración 29.- Esquema de volumen de gas y volumen de líquido. ^[1]	61
Ilustración 30.- Esquema de la longitud costura-costura (L_{ss}) y longitud efectiva (L_{eff}). ^[1]	63
Ilustración 31.- Configuración de separadores ciclónicos.....	74
Ilustración 32.- Separadores Ciclónicos Utilizados en la Industria Petrolera.	75
Ilustración 33.- Parte de Un Separador Ciclónico.....	76
Ilustración 34.- Diagrama de interno de separación ciclónica.....	77

Ilustración 35.- Proceso de separación ciclónica.	78
Ilustración 36.- proceso de Separación en un Separador Ciclónico.....	80
Ilustración 37.- Separación Gas- Aceite en un Separador Ciclónico.....	80
Ilustración 38.- Fuerzas que Actúan en el Proceso de Separación Ciclónica.....	81
Ilustración 39.- Trayectoria de la partícula.	82
Ilustración 40.- Patrones de flujo en tuberías verticales.....	87
Ilustración 41.- Patrones de flujo para tubería horizontal.....	88
Ilustración 42.- Fenómeno del arrastre de líquidos.....	90
Ilustración 43.- Área de operación para el arrastre de líquidos.....	90
Ilustración 44.- Fenómeno del arrastre de gas.....	91
Ilustración 45.- Ciclo del separador cilíndrico ciclónico para el modelo mecanicista.....	93
Ilustración 46.- Modelo de la interfase gas-líquido.....	95
Ilustración 47.- Fenómeno del colgamiento de líquido en el cero neto que ocurre en la parte superior del separador cilíndrico ciclónico.	98
Ilustración 48.- Arrastre de líquidos por el patrón de flujo anular-niebla.....	105
Ilustración 49.- Trayectoria que tiene la burbuja de líquido dentro del separador.....	107
Ilustración 50.- Fuerzas que actúan sobre la burbuja para el modelo de la trayectoria de la burbuja.	107
Ilustración 51.- Diagrama de proceso.....	115
Ilustración 52 Esquema del diagrama de flujo de la simulación.	135
Ilustración 53 ventana de propiedades de presión y temperatura de la simulación.....	136
Ilustración 54 Ventana de propiedades a las cuales llevo la simulación.....	137
Ilustración 55 Resultados de la simulación.....	138
Ilustración 56 Diagrama de fase del CO ₂	147
Ilustración 57 Comparación de porcentaje mol de los componentes no hidrocarburos en la fase líquida.	148
Ilustración 58 Comparación de porcentaje mol de los componentes ligeros en la fase líquida. ..	149
Ilustración 59 Comparación de porcentaje mol de los componentes pesados en la fase líquida.	150
Ilustración 60 % Mol de los componentes no hidrocarburos.....	151
Ilustración 61 % Mol de los componentes ligeros en la corriente de gas.....	152
Ilustración 62 % Mol de los componentes pesados en la corriente de gas.	154

Lista de Tablas

Tabla 1.-Propiedades físicas de los gases a condiciones estándar (14.7lb/pg ² abs y 60 ° F). ^[3]	13
Tabla 2.- Clasificación del IMP de los aceites por su Gravedad API ^[4]	18
Tabla 3.- Especificaciones del Gas Natural. ^[2]	36
Tabla 4.- Clasificación de los aceites según API ^[4]	37
Tabla 5.- Características de los crudos de exportación Mexicanos. ^[5]	37
Tabla 6.- Tiempos de residencia de acuerdo al tipo de aceite.	62
Tabla 7.- Censo de equipos estáticos	113
Tabla 8 Censo del equipo dinámico.....	114
Tabla 9 Composición química del Gas	116
Tabla 10 Cromatografía de la fase líquida y gas de muestra, salida de aceite del separador A ..	117
Tabla 11 Identificación de los componentes del Gas del separador A	118
Tabla 12 Propiedades Fisicoquímicas del gas natural.	119
Tabla 13 Propiedades Fisicoquímicas del condensado.	120
Tabla 14 Propiedades fisicoquímicas del agua congénita.	120
Tabla 15 Cromatografía de la fase líquida y gas de muestra, salida de aceite del separador A ..	122
Tabla 16 Recombinado de las corrientes de aceite y gas en solución con la corriente de gas del separador.....	125
Tabla 17 Composición del aceite a la salida del separador convencional.....	126
Tabla 18 Composición del gas a la salida del separador convencional.	126
Tabla 19 Standard Designs of Industrial Cyclones ^[1]	127
Tabla 20 Resultados de la simulación ciclónica en PRO II.....	132
Tabla 21 Composición del gas	133
Tabla 22 Tabla de conversión de lb-mol a % Mol.....	139
Tabla 23 Composiciones de las corrientes de Aceite.....	146
Tabla 24 Composiciones de las fases gaseosas de las diferentes separaciones.	150
Tabla 25.- Recuperación de líquidos para la corriente convencional.	153
Tabla 26 Tabla comparativa de eficiencias de separación respecto a líquidos y gases.	157

INTRODUCCIÓN

Dado a que el petróleo es una mezcla compleja de diferentes hidrocarburos, los cuales presentan diferentes características químicas y físicas; provoca que a diferentes condiciones de presión y temperatura, cada componente cambie su comportamiento físico, debido a esto, la producción de hidrocarburos en un pozo es de naturaleza multifásica, ya que el hidrocarburo debe someterse a diferentes condiciones de presión y temperatura en su recorrido desde el yacimiento hasta las instalaciones de producción en superficie. La separación física de estas fases es esencial para el tratamiento, transporte, manejo, venta y refinación.

Para establecer las condiciones de separación más apropiadas, de acuerdo a las características de los fluidos producidos, se tiene que considerar las siguientes variables de control: tipo, tamaño y dispositivos internos del separador; tiempo de residencia del aceite, etapas de separación; presiones y temperaturas de operación y el lugar de instalación de los separadores; por citar algunos.

ASPECTOS GENERALES

Objetivo General:

Evaluar cuantitativa y cualitativamente los beneficios de aplicar ciertas tecnologías de separación ciclónica y las repercusiones que tienen al implementarse en las instalaciones superficiales de producción.

Objetivos Específicos

De las muestras de gas y líquido tomadas del separador convencional ya instalado y en operación, se realizará el recombinado de los fluidos del separador, esto con el objetivo de obtener una composición del fluido de entrada al separador y poder simular con ecuaciones de estado una separación flash, la cual se tomará como la máxima separación posible, obteniendo así un margen comparativo respecto a la separación convencional y separación ciclónica de hidrocarburos.

Con la composición obtenida del recombinado se simulará la separación ciclónica a condiciones del separador convencional, obteniendo así las corrientes de gas y líquido del separador optimizado con las cuales se obtendrán volúmenes y composiciones para calcular el líquido arrastrado en la corriente de gas, el cual se comparará con el arrastre en el separador convencional.

Con ayuda del Simulador PRO II y a partir de la ecuación de estado de Peng Robinson y las ecuaciones de diseño de separadores ciclónicos, se simulará la separación Flash y la separación ciclónica, y así obtener la composición de las corrientes de aceite y gas, las cuales se compararán para obtener la eficiencia de separación.

Justificación

Es una realidad en la industria petrolera de México, que si bien no se han diseñado o seleccionado los separadores adecuados estos se pueden optimizar para hacer más eficiente la separación. Debido a que en estaciones de producción donde no se cuenta con los equipos de separación adecuados en los procesos de separación gas-aceite, gran parte del gas es venteado o quemado causando pérdidas económicas, ya que parte del hidrocarburo líquido es arrastrado a través de la corriente de gas.

Durante este proceso, partículas de aceite livianas son arrastradas en la corriente de gas, causando una disminución en la recuperación de líquido además de problemas en el sistema de transporte de gas como aumento de las caídas de presión, disminución en la capacidad de transporte y taponamiento.

Si el gas es quemado o venteado provoca el aumento en la contaminación ambiental, por los componentes pesados que se liberan o queman en superficie, que se puedan exceder los límites máximos permitidos para quema, o el no cumplimiento de los programas de aprovechamiento de gas, trayendo como consecuencia amonestaciones por parte de los entes reguladores (ASEA, CRE, CNH).

CAPITULO I. Propiedades de los fluidos.

La determinación o conocimiento de las propiedades de los fluidos es de suma importancia en la selección del separador, debido a que estas propiedades influyen directamente en el diseño y selección adecuada de los separadores. A continuación, se describirán las propiedades principales a considerar en la selección o el proceso de diseño de separadores.

1.1 Propiedades del gas.

1.1.1 Densidad del gas, ρ_g .

Es definida como el cociente de la masa de gas entre el volumen que éste ocupa bajo ciertas condiciones de presión y temperatura.

$$\rho_g = \frac{m}{v} \dots\dots\dots (Ec. 1)$$

Donde:

- ρ_g : densidad del gas @ p, T.
- v : volumen del gas @ p, T.
- m : masa del gas.

Se puede encontrar implícita en la densidad relativa del gas, la cual se define como la relación de la densidad del gas con respecto a la densidad del aire seco, ambos medidos a la misma presión y temperatura^[1]; se expresa como:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}} \dots\dots\dots (Ec. 2)$$

Donde:

- ρ_g : densidad de la mezcla de gases [*lbm/ft³*]
- ρ_{aire} : densidad del aire [*lbm/ft³*]

A condiciones estándar, el aire y el gas seco se comportan en forma muy precisa de acuerdo a la ley de los gases ideales, baja presión y temperatura moderada; bajo estas condiciones, si se emplea la definición de número de moles ($n=m/M$), densidad ($\rho=m/V$), así como la ecuación de estado para gases ideales, la densidad relativa de una mezcla de gases se puede expresar como:
[1]

$$\gamma_g = \frac{\frac{pM}{RT}}{\frac{pM_{aire}}{RT}} = \frac{M}{M_{aire}} \dots\dots\dots (Ec. 3)$$

Donde:

γ_g : densidad relativa del gas (aire=1.0)

M : peso molecular del gas [lbm/lb-mol]

M_{aire} : peso molecular del aire (28.9625 [lbm/lb-mol])

Para realizar el recombinado de las muestras del separador, se utilizaron las siguientes propiedades de los componentes:

Tabla 1.-Propiedades físicas de los gases a condiciones estándar (14.7lb/pg²abs y 60 °F).^[3]

Componente	Fórmula química	Peso molecular (lbm/lb-mol)	Temperatura crítica (° R)	Presión crítica (lb/pg ² abs)	Densidad del líquido (lbm/ft ³)	Densidad del gas (lbm/ft ³)	Viscosidad del gas (cp)
Hidrógeno	H ₂	2.109	59.36	187.5	4.432	0.005312	0.00871
Helio	He	4.003	9.34	32.9	7.802	0.010550	0.01927
Agua	H ₂ O	18.015	1,164.85	3,200.14	62.336	-	~ 1.122
Monóxido de carbono	CO	28.010	239.26	507.5	49.231	0.073810	0.01725
Nitrógeno	N ₂	28.013	227.16	493.1	50.479	0.073820	0.01735
Oxígeno	O ₂	31.99	278.24	731.4	71.228	0.084320	0.02006
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	34.08	672.35	1,306.0	49.982	0.089810	0.01240
Dióxido de carbono	CO ₂	44.010	547.58	1,071.0	51.016	0.116000	0.01439
Aire	-	28.963	238.36	546.9	54.555	0.076320	0.01790
Metano	CH ₄	16.043	343.00	666.4	18.710	0.042280	0.01078
Etano	C ₂ H ₆	30.070	549.59	706.5	22.214	0.079240	0.00901
Propano	C ₃ H ₈	44.097	665.73	616.0	31.619	-	0.00788

i-Butano	iC_4H_{10}	58.123	734.13	527.9	35.104	-	0.00732
n-Butano	nC_4H_{10}	58.123	765.29	550.6	36.422	-	0.00724
i-Pentano	iC_5H_{12}	72.150	828.77	490.4	38.960	-	-
n-Pentano	nC_5H_{12}	72.150	845.47	488.6	39.360	-	-
n-Hexano	nC_6H_{14}	86.177	913.27	436.9	41.400	-	-
n-Heptano	nC_7H_{16}	100.204	972.37	396.8	42.920	-	-
n-Octano	nC_8H_{18}	114.231	1,023.89	360.7	44.090	-	-
n-Nonano	nC_9H_{20}	128.256	1,070.35	331.8	45.020	-	-
n-Decano	$nC_{10}H_{22}$	142.285	1,111.67	305.2	45.790	-	-

1.1.2 Factor de volumen del gas, B_g .

El factor de volumen del gas de formación se define como la relación del volumen de una cantidad de gas a las condiciones del yacimiento, con respecto al volumen de la misma cantidad del gas a las condiciones estándar,

$$B_g = \frac{V_g @ c.y.}{V_g @ c.e.} = \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{p @ c.e.}{z @ c.e. T @ c.e.} \right) \cong \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{p @ c.e.}{T @ c.e.} \right) \dots\dots\dots (Ec. 4)$$

Para condiciones estándar ($p=14.65$ psia y $T=60^\circ F$), se tiene:

$$B_g = 0.0282 \frac{z_y T_y}{p_y} \dots\dots\dots (Ec. 5)$$

Donde:

B_g : factor de volumen del gas (ft^3 de gas @ c.y. / ft^3 de gas @ c.e.)

Z_y : factor de compresibilidad del gas

T_y : temperatura de yacimiento ($^\circ R$)

p_y : presión de yacimiento (psia)

La siguiente gráfica muestra el comportamiento isotérmico del factor de volumen del gas:

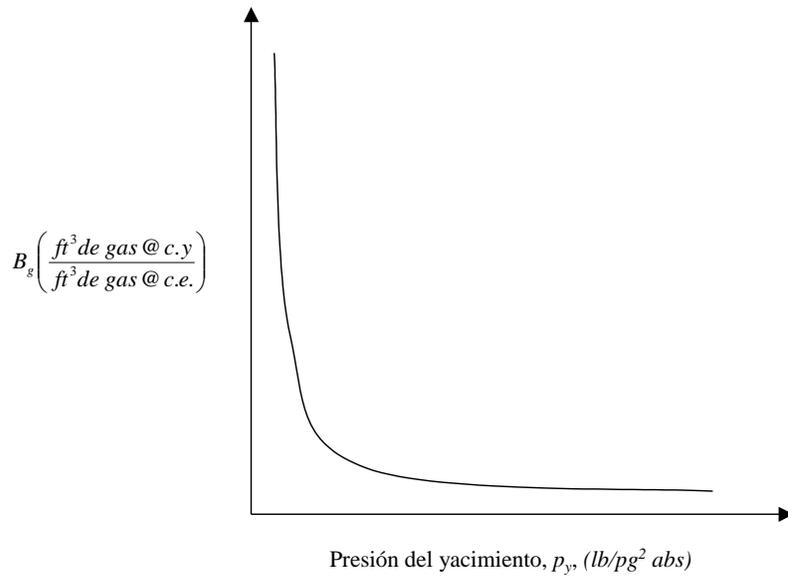


Ilustración 1.-Forma común del factor de volumen de gas de formación (B_g)^[2]

1.1.3 Viscosidad de gas, μ_g .

El coeficiente de viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido.

Si se mide el esfuerzo cortante y el gasto cuando un fluido se encuentra en movimiento entre dos placas paralelas, en donde una placa se mueve con respecto a la otra placa para un gasto cualquiera, se puede encontrar que el esfuerzo cortante es directamente proporcional al gasto, es decir ^[3]:

$$\sigma_{xy} \propto \frac{\partial u}{\partial y} \dots\dots\dots (Ec.6)$$

en donde la constante de proporcionalidad se define como la viscosidad del fluido, μ , es decir:

$$\sigma_{xy} = \mu_g \frac{\partial u}{\partial y} \dots\dots\dots (Ec.7)$$

luego entonces, la viscosidad es una medida de la resistencia que opone un fluido al flujo. Al recíproco de la viscosidad se le llama *fluidéz*. En unidades de campo, la viscosidad se expresa en centipoises, *cp*, y se le denomina *viscosidad dinámica*. La *viscosidad dinámica* se determina con:

$$\text{Viscosidad dinámica} = (\text{densidad del gas}) \times (\text{viscosidad cinemática}) \dots\dots\dots (Ec.8)$$

$$\mu = \rho_g \nu \dots\dots\dots (Ec.9)$$

Donde:

- μ : viscosidad dinámica [cp],
- ρ_g : densidad del gas [gr/cm³],
- ν : viscosidad cinemática [centistokes].

Un centistoke se define como un centipoise dividido por la densidad; un centistoke es igual a 1 cm²/100 seg y un centipoise es igual a 1 gr/100 seg-cm.

La viscosidad del gas, μ_g , decrece conforme la presión del yacimiento decrece. A baja presión, las moléculas de los gases están separadas y se mueven fácilmente una sobre otra.

La ilustración 2 muestra la forma de la viscosidad del gas como una función de la presión del yacimiento para tres temperaturas diferentes de yacimiento. Se observa que a presiones bajas, la viscosidad del gas se incrementa conforme la temperatura se incrementa. Sin embargo, a presiones altas la viscosidad del gas decrece conforme la temperatura incrementa.

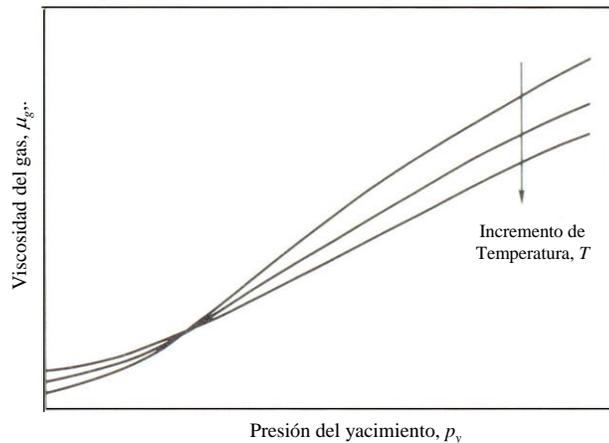


Ilustración 2.-Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes.^[2]

Cuando la composición de una mezcla de gases se conoce y cuando las viscosidades de cada componente se conocen a una presión y temperatura de interés, entonces la viscosidad de la mezcla se puede calcular con la ecuación:

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n \mu_{gj} y_j M_j^{1/2}}{\sum_{j=1}^n y_j M_j^{1/2}} \dots\dots\dots (Ec. 10)$$

Las gráficas superiores en la ilustración 3, muestran los valores de viscosidad que se suman a la viscosidad del gas calculada y toman en cuenta el efecto causado por la presencia de ácido sulfhídrico, nitrógeno o bióxido de carbono. El efecto de cada uno de los gases no hidrocarburos es incrementar la viscosidad de la mezcla de gases.

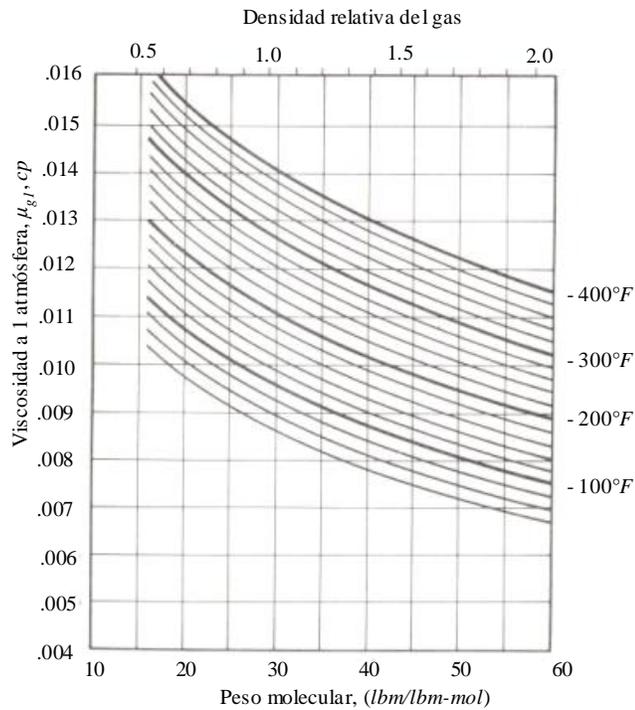
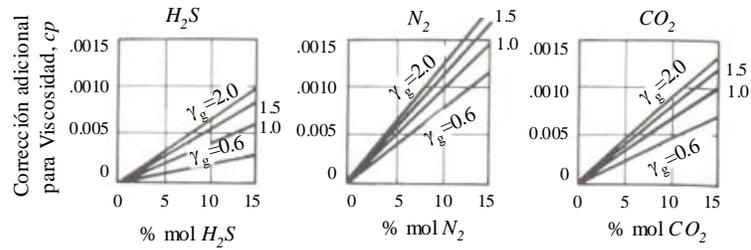


Ilustración 3.- Peso molecular vs viscosidad a la atmósfera. [2]

1.2 Propiedades del aceite.

1.2.1 Densidad relativa del aceite, γ_o .

La densidad específica o relativa de un aceite, se define como la relación de densidad del líquido a la densidad del agua, a las mismas condiciones de presión y temperatura, es decir:

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \dots\dots\dots (Ec. 11)$$

En el sistema Inglés de unidades, la ρ_o se expresa en $lbm\ aceite/ft^3\ aceite$ y la ρ_w se expresa en $lbm\ agua/ft^3\ agua$. En la industria petrolera se emplea la densidad en grados API que se define como:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \dots\dots\dots (Ec. 12)$$

Donde:

γ_o : densidad relativa del aceite a $60^{\circ}/60^{\circ}$, lo que significa que las densidades del líquido y del agua se midieron a $60^{\circ}F$ a la presión atmosférica.

Tabla 2.- Clasificación del IMP de los aceites por su Gravedad API [4]

Aceite crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad grados API
Superligeros	>1.0	10.0
Ligeros	1.0-0.92	10.0-22.3
Intermedios	0.92-0.87	22.3-31.1
Pesados	0.87-0.83	31.1-39
Extra pesados	<0.83	>39

1.2.2 Factor de volumen del aceite, B_o .

El volumen de aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, es menor que el volumen de aceite que fluye del yacimiento hacia el fondo del pozo productor. Este cambio en volumen del aceite se debe a tres factores:

1. Liberación del gas disuelto en el aceite conforme la presión decrece desde la presión del yacimiento a la presión de la superficie.
2. La reducción en la presión causa una expansión ligera del aceite remanente.
3. El aceite remanente también se contrae debido a la reducción en la temperatura.

El factor de volumen de formación del aceite, B_o , se define como el volumen de aceite del yacimiento que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones atmosféricas. El volumen de aceite del yacimiento incluye el gas disuelto en el aceite.

$$B_o = \frac{(volumen\ de\ aceite + gas\ disuelto)\ @.c.y.}{volumen\ de\ aceite\ @.c.s.} \dots\dots\dots (Ec. 13)$$

o bien,

$$B_o = \frac{V_{o+g}\ @.c.y. \left(\frac{Bls\ aceite\ @.c.y.}{Bls\ aceite\ @.c.e.} \right)}{V_o\ @.c.e.} \dots\dots\dots (Ec. 14)$$

El volumen de aceite a condiciones de superficie o de tanque se reporta siempre a $60\text{ }^{\circ}\text{F}$, independiente de la temperatura del tanque; el volumen de líquido del tanque de almacenamiento, al igual que el volumen de gas en superficie, se reporta a condiciones estándar. Al B_o también se le llama *factor de volumen de la formación* o *factor de volumen del yacimiento*.

El factor de volumen de la formación del aceite, B_o , también representa el volumen del yacimiento que ocupa un barril de aceite a condiciones estándar más el gas en solución a temperatura y presión de yacimiento.

La figura 4 representa el comportamiento típico del factor de volumen del aceite de formación en función de la presión para un aceite negro.

Si la presión del yacimiento se pudiera reducir a la presión atmosférica, el valor del factor de volumen de formación sería muy cercano a $1\text{ Bl @ c.y.} / \text{Bl @ c.e.}$. Luego, una reducción en temperatura a $60\text{ }^{\circ}\text{F}$ sería requerida para obtener un valor del factor de volumen de formación igual $1\text{ Bl @ c.y.} / \text{Bl @ c.e.}$ [2]

Por arriba de la presión de burbuja, el factor de volumen de formación disminuye al tiempo que aumenta la presión (debido a la compresibilidad del aceite). Por debajo de la presión de burbuja, el factor de volumen de la formación decrece al disminuir la presión (por ejemplo, se vaporizan los componentes ligeros).

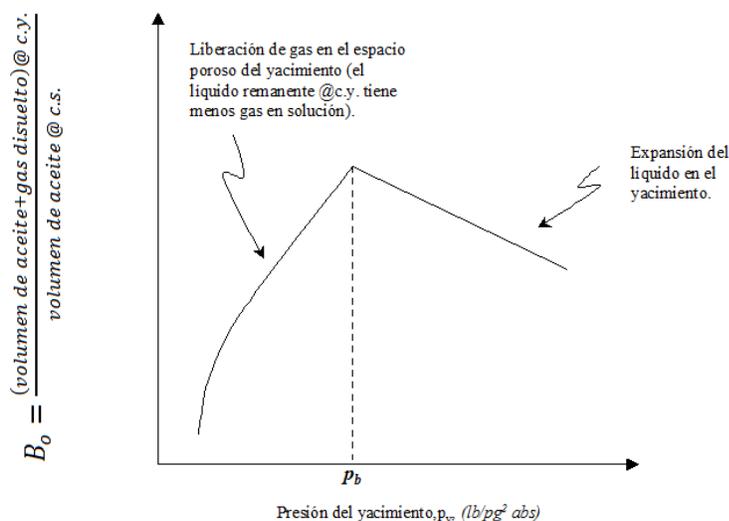


Ilustración 4.- Comportamiento típico del factor de volumen del aceite, B_o , para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura. [2]

1.2.3 Viscosidad de aceite, μ_o .

La viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido. La viscosidad del aceite generalmente se expresa en centipoise; ésta es afectada por la presión y la temperatura, es decir, un incremento en la temperatura provoca un decremento en la viscosidad, una disminución en la presión (a $p > p_b$) provoca una disminución en la viscosidad, un decremento en la cantidad de gas en solución en el líquido provoca un incremento en la viscosidad, siendo la cantidad de gas en solución una función directa de la presión.

La ilustración 5 presenta la relación entre la viscosidad de un aceite negro respecto a la presión, a una temperatura constante del yacimiento.

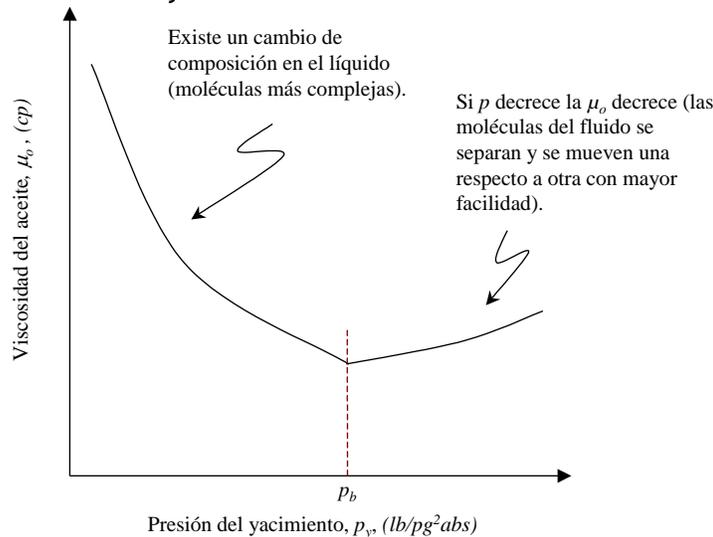


Ilustración 5.- Forma común de la viscosidad del aceite como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.^[2]

Por arriba de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite en un yacimiento decrece casi lineal conforme la presión decrece. A presiones por debajo de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite se incrementa conforme la presión decrece.

En el rango de $p \geq p_b$, conforme p decrece la μ_o decrece, debido a que las moléculas se alejan más una de otra y se mueven más fácilmente. Conforme la presión del yacimiento decrece por debajo de la presión de burbuja, el líquido cambia su composición, el gas que se libera toma las moléculas más pequeñas (ligeras) del líquido, dejando al líquido remanente en el yacimiento las moléculas con formas más complejas (más pesadas). Este cambio en la composición del líquido provoca un gran incremento en la viscosidad del aceite en el yacimiento conforme la presión decrece por debajo del punto de burbuja.

En un yacimiento de aceite negro, conforme el tiempo de producción aumenta, la producción de aceite se reduce, la presión en el yacimiento decrece y se tiene un menor empuje del aceite hacia los pozos productores, debido a que el gas libre trata de ocupar el espacio para fluir, asimismo la viscosidad del aceite se incrementa.

1.2.4 Relación de solubilidad, R_s .

Es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de aceite producido a condiciones estándar (medido a condiciones del tanque de almacenamiento), como resultado de la producción de un volumen original de aceite a condiciones de yacimiento. La relación gas disuelto-aceite, R_s , se define en términos de las cantidades de gas y aceite que se producen en la superficie:

$$R_s = \frac{\text{volumen de gas producido en la superficie @c.e.}}{\text{volumen de aceite que entra al tanque de almacenamiento @c.e.}} \dots\dots\dots (Ec. 15)$$

$$R_s = \frac{V_g @c.e.}{V_o @c.e.} \dots\dots\dots (Ec. 16)$$

Su comportamiento respecto a la presión es el que se muestra en la ilustración 6.

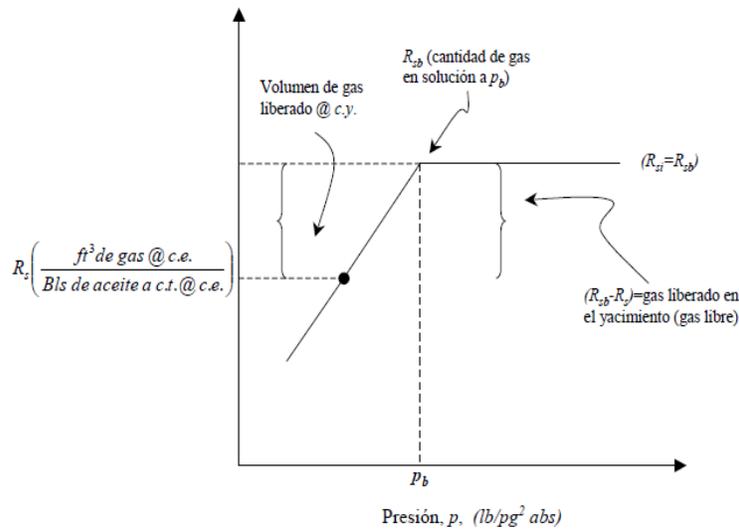


Ilustración 6.- Comportamiento de R_s para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.^[2]

1.3 Propiedades del agua de formación.

La mayor parte del agua de formación en los yacimientos petroleros contiene sólidos disueltos, principalmente cloruro de sodio, $NaCl$. Al agua de formación también se le conoce como *salmuera* o *agua salada*.²¹

El agua de formación en los yacimientos petroleros se encuentra en el rango entre 200 ppm a 300,000 ppm. El agua de mar contiene aproximadamente 35,000 ppm de sólidos totales.

Referencias Cap. I

1. McCain, William D. (1993). The properties of petroleum fluids. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
2. Arévalo, Jorge A. “Propiedades de los fluidos en los yacimientos petroleros y sus aplicaciones”. Propiedades de los fluidos petroleros. Universidad Nacional Autónoma de México. Semestre 2013-1.
3. Lee, W. J., and R, A. Wattenbarger. 2002. Gas Reservoir Engineering. 2nd ed. Richardson. TX: Society of Petroleum Engineers.
4. Instituto Mexicano del Petróleo (IMP). (2014). Tipos de petróleo. Enero, 2016, de Gerencia de Comunicación Social y Relaciones Públicas Sitio web: <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>

CAPITULO II. Muestreo y análisis de fluidos.

La determinación de la calidad del crudo es una de las operaciones más importantes dentro del manejo de los hidrocarburos en la superficie y para efectuarlo es necesario recolectar muestras bajo las normas establecidas. Debe tenerse cuidado para estar seguro de que la muestra sea representativa del volumen total del crudo. Errores de gran magnitud pueden introducirse como resultado de un muestreo incorrecto o inapropiado.

Determinar la calidad del crudo es una de las operaciones más importantes dentro del manejo de los hidrocarburos en las instalaciones de superficie, para determinar su calidad se procede a la recolección de muestras, las cuales deberán ser representativas. Para tener la certeza de que la muestra es representativa del yacimiento, se toman en cuenta los siguientes parámetros:^[3]

- a) Presión estática del yacimiento.
- b) Presión de fondo fluyendo.
- c) Presión y temperatura a la cabeza del pozo.
- d) Presión y temperatura en el separador.
- e) Gastos de líquido y gas en el separador, así como líquido en el tanque.

2.1 Muestreo en líneas de conducción.

Para el muestreo de crudo en tuberías, se toma la muestra en conexiones que se encuentran preferentemente en líneas verticales, y si están en líneas horizontales, deben estar situadas arriba de la parte media del tubo y penetrar hasta el centro del mismo.

Para evitar la acumulación de líquido y polvo en gasoductos, primeramente se debe tener la información sobre las condiciones de flujo y operación del sistema, tales como: diámetros y longitudes de tuberías, presiones, gastos, temperaturas, mantenimiento a las tuberías y análisis composicional del gas. Esta información es útil al identificar el problema, contando con un muestreo y análisis de las partículas contenidas en el flujo de gas.

En el muestreo en líneas de transporte de gas, el contenido de las partículas suspendidas en la corriente es muy importante, ya que la selección de los dispositivos que serán usados para eliminarlas, depende en gran parte de sus características. El muestreo debe ser cuidadoso, a fin de que la muestra sea representativa de las partículas contenidas en el gas.^[1]

2.2 Muestreo en Tanques.

Existen varias técnicas en el muestreo a tanques. La primera de ellas consiste en obtener una muestra compuesta, es decir, obtener varias muestras a diferentes profundidades y analizarlas

independientemente para después promediar los resultados; o también mezclarlos en una copa y analizar la mezcla.

Las profundidades de las muestras recolectadas dependerán del nivel del aceite en el tanque. Si se encuentra a su máxima capacidad se pueden recolectar tres muestras: una en la parte superior, una en la intermedia y otra en la parte inferior, cerca de la salida de la descarga. Si se encuentra a dos tercios de su capacidad total se toma una muestra en la parte superior y otra en la inferior. Si se encuentra a la mitad o menos, se toma una muestra a la mitad de la columna de aceite.

Otra técnica consiste en obtener una muestra continua. Esta consiste en introducir el extractor o la botella tapada hasta el fondo del tanque, al llegar ahí se retira el tapón y se empieza a subir el envase a una velocidad uniforme, permitiendo que se recolecte una muestra del crudo que represente aproximadamente el 85% del volumen total del tanque.^[2]

Un método más consiste en obtener una muestra corrida. Se introduce la botella o el extractor destapado en el aceite hasta la profundidad de la descarga del tanque, llenándose el recipiente; al llegar al fondo se sube, renovándose el líquido contenido, a una velocidad uniforme, permitiendo que se llene hasta alrededor del 85% de su capacidad.^[2]

Al obtener la muestra en la parte superior del tanque, en cualquiera de los métodos descritos anteriormente, debe tenerse la precaución de que sea por lo menos 30 cm debajo del nivel superior del aceite, para evitar la contaminación. Al hacerlo en la parte media debe ser lo más exacto posible. Al hacerlo en la parte inferior debe encontrarse a un nivel más abajo de la descarga. Cuando se sube o se baja el recipiente muestreador debe moverse lentamente con el fin de evitar la agitación del contenido, ya que esto puede provocar la evaporación de los componentes ligeros.

2.3 Muestreo de fondo a pozo cerrado o fluyente.

El pozo seleccionado para muestreo deberá ser cuidadosamente preparado antes de tomar la muestra de fluidos. El pozo deberá tener una alta productividad para así mantener la presión tan alta como sea posible y evitar la formación de dos fases. Antes del muestreo deberá efectuarse una serie de pruebas de productividad en el pozo, con el objetivo de cuantificar la P_{wf} a un gasto estabilizado.

La muestra se obtiene llevando un muestrero al fondo de un pozo dentro del yacimiento para tomar la muestra a condiciones originales, es necesario que la presión del yacimiento se encuentre por arriba de la presión de saturación.^[1]

2.4 Muestreo en separador.

Para hacer el análisis PVT utilizando muestras de superficie, se recolectan muestras de aceite y gas de separador, las cuales son recombinadas en el laboratorio de acuerdo a las características de producción determinadas en la medición de fluidos en el separador de medición.

El pozo debe ser seleccionado para el muestreo siguiendo las mismas recomendaciones para muestras de fondo, y también deberá efectuarse un acondicionamiento del pozo anterior al muestreo. Las muestras deberán tomarse bajo las condiciones de flujo estabilizado y el pozo deberá haber fluido por un tiempo suficientemente largo. La relación gas-aceite deberá ser verificada por lo menos 3 veces antes del muestreo a rangos iguales de tiempo.^[2]

Referencias Cap. II

1. Garaicochea, Francisco. (1983). Apuntes de Transporte de Hidrocarburos. UNAM: Facultad de Ingeniería.
2. Gómez, José A. (1985). Muestreo y análisis de los Fluidos Manejados. En Apuntes de manejo de la conducción en superficie(pp.1-14). UNAM: Facultad de Ingeniería.
3. NTE 0930. (1982). Petroleo crudo y sus derivados. Muestreo. Ecuador: INEN. pp.7-13.

CAPITULO III. Composición de los fluidos del yacimiento.

Existen principalmente dos tipos de técnicas para analizar la composición de muestras de hidrocarburos:

- Cromatografía y,
- Destilación fraccionada.

La cromatografía es básicamente utilizada para analizar muestras de gases; en general es una técnica analítica de separación y con la cual, además se puede, cualificar y cuantificar los componentes de una mezcla.

Para realizar una separación mediante cromatografía de gases, se inyecta una pequeña cantidad de la muestra a separar en una corriente de un gas inerte a elevada temperatura; esta corriente de gas, atraviesa una columna cromatográfica que separará los componentes de la mezcla por medio de un mecanismo de partición (cromatografía gas líquido), de adsorción (cromatografía gas sólido) o, en muchos casos, por medio de una mezcla de ambos. Los componentes separados, emergerán de la columna a intervalos discretos y pasarán a través de algún sistema de detección adecuado, o bien serán dirigidos hacia un dispositivo de recolección de muestras.

El detector responde a la masa del componente presente y se calibra utilizando cantidades conocidas de hidrocarburos de composición bien definida. Se requieren varias corridas utilizando diferentes columnas para obtener las fracciones de los hidrocarburos más pesados, generalmente se analiza hasta una fracción C_{7+} en el análisis de gases.^[1]

El esquema general de un cromatógrafo de gases se muestra en la figura 7 y sus componentes principales son:

- Fuente de gas.
- Sistema de inyección.
- Horno y columna cromatográfica.
- Sistema de detección.
- Sistema de registro.

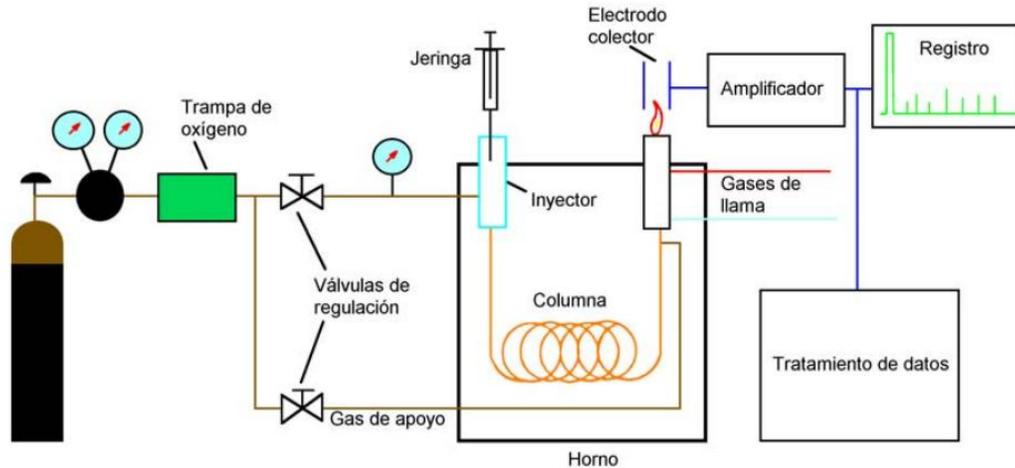


Ilustración 7.- Esquema de un cromatógrafo de gases.^[1]

Por otro lado, en el análisis por destilación fraccionada, se separan los componentes hidrocarburos, vaporizando la mezcla y condensando los vapores de acuerdo a sus diferentes puntos de ebullición. Este proceso, por lo general se realiza en el aparato Podbielniak y su similar es una columna de laboratorio rellena para la destilación fraccionada de gas natural, licuado por enfriamiento con aire y nitrógeno líquidos, y el procedimiento básicamente consiste en pasar la muestra en un matraz de destilación sumergido en nitrógeno líquido.^[2]

La base de la columna puede calentarse mediante una resistencia eléctrica. En la primera parte de la destilación, la cabeza de la columna es enfriada con aire o nitrógeno líquido para regular la cantidad de reflujo (metano líquido, etc.). Consecutivamente, destilan metano, etano, propano, etc. Los puntos de separación entre dos hidrocarburos, o fracciones agrupados, se reconocen por el cambio repentino en los valores de la conductividad térmica de los vapores salientes; valores que son registrados en forma continua en un instrumento anexo.

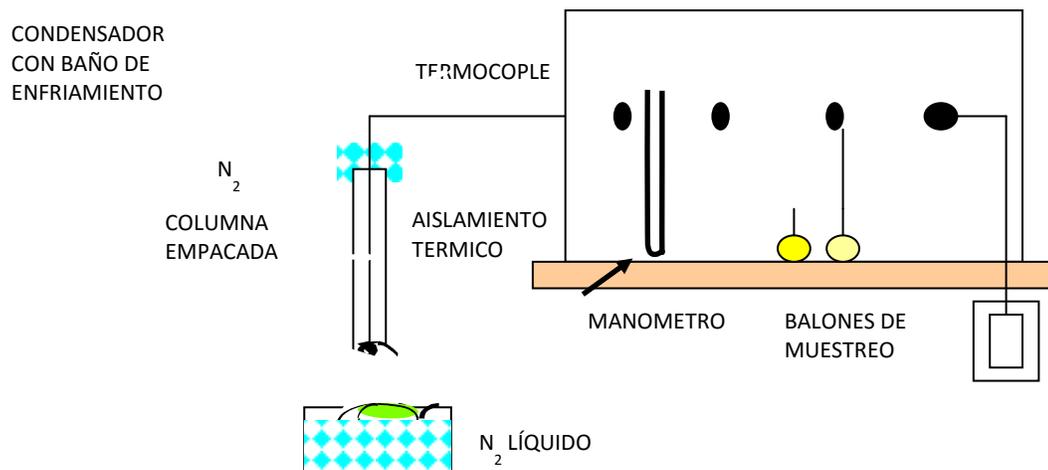


Ilustración 8 Esquema operacional de la destilación fraccionada.

El matraz es retirado del nitrógeno líquido y los hidrocarburos se calientan progresivamente, de tal manera que los hidrocarburos con mayor presión de vapor empiezan a salir de la mezcla y ascienden por la columna (aislada al vacío). Al llegar a la superficie se condensan ya que existe un condensador en la parte superior de la columna, de esta manera los vapores que ascienden hacia la parte superior de la columna se condensan formando un líquido (reflujo) que desciende hacia la parte baja de la columna.

Los hidrocarburos que descienden a la parte baja de la columna absorben calor de los hidrocarburos que se liberan de la mezcla original, ocasionando que se re-evaporen las fracciones más volátiles o el líquido que escurre hacia abajo contiene hidrocarburos más pesados. La temperatura en la cabeza empieza a aumentar y cuando se alcanza la temperatura de ebullición del C_1 , éste se empieza a recuperar y se almacena en un balón de vidrio de volumen conocido y conectado a un manómetro que indica la presión de la muestra de gas.

Una vez que se ha recuperado el primer componente, la temperatura en la cabeza empieza a aumentar, disminuyendo la velocidad de destilación a medida que se aproxima la temperatura de corte. Para esto es necesario variar convenientemente la relación de reflujo. Esto se logra variando la cantidad de nitrógeno que circula por el condensador; las temperaturas a las que se efectúan los cortes son las temperaturas medias de ebullición de 2 componentes que se separan, es decir si la temperatura de ebullición del C_1 es de $-257.8\text{ }^\circ\text{F}$ y la del C_2 es de $-190.4\text{ }^\circ\text{C}$, todo lo que se destile hasta -193.0°C se considera C_1 .

De esta manera se continúa con la destilación de todos los componentes hasta que queda un residuo en el matraz de destilación que corresponde a la fracción C_{7+} a la cual se le determina su densidad y su peso molecular.

3.1 Experimentos de laboratorio - Análisis PVT.

Los análisis PVT son un conjunto de pruebas que se hacen en el laboratorio a diferentes presiones, volúmenes, y temperaturas para determinar las propiedades de los fluidos de un yacimiento petrolífero. Las técnicas usadas en el laboratorio deben simular los tipos de separación gas-líquido durante la producción desde el yacimiento hasta los separadores.

Los análisis PVT son requisito indispensable para conocer las propiedades de los fluidos. El muestreo se realiza al principio de la vida productiva del yacimiento, éstos estudios son - absolutamente necesarios para llevar a cabo actividades de ingeniería de yacimientos, análisis nodales y diseño de instalaciones de producción.

3.1.1 Separación Flash (Expansión a composición constante).^[5]

En la separación instantánea todo el gas permanece en contacto con el líquido, lo que significa que la composición total del sistema permanece constante durante el agotamiento de presión. La disminución de presión durante el proceso se obtiene retirando el pistón de la celda.

Inicialmente, la presión inicial del petróleo es mayor que la presión de burbujeo ($p_1 > p_b$) y la temperatura inicial es igual a la temperatura del yacimiento. El aceite es expandido isotérmicamente en varias etapas hasta alcanzar la presión de burbujeo. Luego isotérmicamente el petróleo se expande en varias etapas por debajo de la presión de burbuja y el gas liberado se mantiene dentro de la celda en contacto con el líquido.

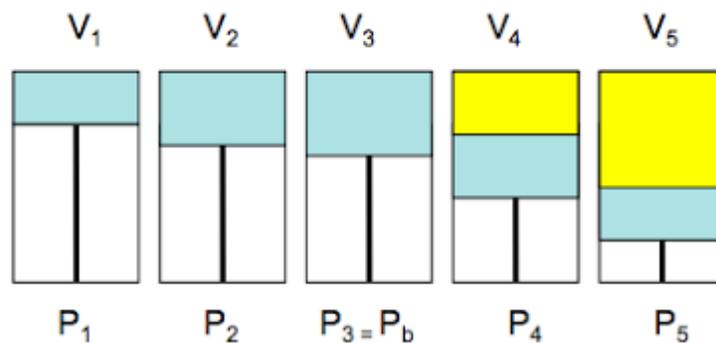


Ilustración 9.- Esquema de la secuencia de la separación Flash.^[5]

Esta prueba tiene como objetivo determinar la presión de saturación a temperatura del yacimiento, y determinar las propiedades PVT del gas y del aceite a presiones mayores que la presión de saturación

Los datos que es posible conocer con esta prueba de laboratorio son:

- Presión de saturación.
- Volumen relativo.
- Factor Z del gas.
- Saturación de líquido.
- Viscosidad.
- Densidad.
- Compresibilidad de fluidos arriba de P_{sat} .

3.1.2 Separación diferencial.

Es aquella donde la composición total del sistema varía durante el proceso, es decir, el gas liberado es removido total o parcialmente del contacto con el condensado retrogrado.

Inicialmente, la celda contiene una cantidad de gas condensado a una presión mayor o igual a la de burbuja ($p_1 \geq p_b$) y a una temperatura T . El gas se expande hasta llegar a una presión p_2 ($p_2 < p_1$), luego el gas es retirado por el tope a p_2 constante hasta lograr el volumen inicial. Cuando p_2 está por debajo de la presión de rocío, ocurre la condensación retrograda, en la parte inferior se forma líquido. La presión sigue disminuyendo a volumen constante hasta llegar a una presión de abandono como se muestra en la ilustración 10.^[4]

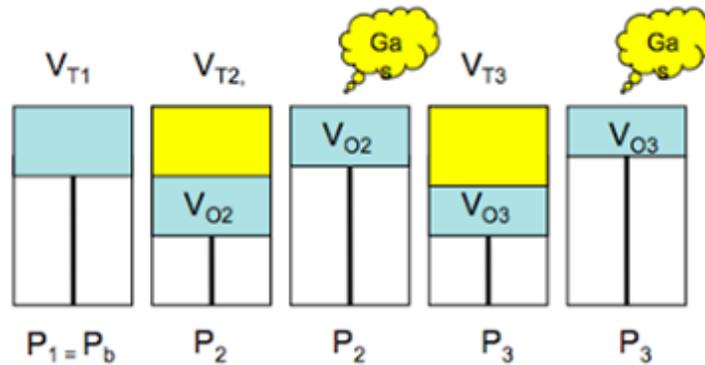


Ilustración 10.- Esquema de la secuencia de la separación diferencial en la celda.

Los resultados que arroja una prueba de Separación Diferencial son:

- Factor de compresibilidad del gas (Z)
- Relación Gas-aceite en solución (R_s)
- Factor volumétrico del aceite (B_o)
- Factor volumétrico del gas (B_g)
- Factor volumétrico total (B_t)
- Densidad del aceite (ρ_o)
- Gravedad específica del gas (γ_g)
- Gravedad API del crudo residual ($^{\circ}\text{API}$)

3.1.3 Agotamiento a Volumen Constante (ACV).

También conocido como Separación Diferencial a Volumen Constante. En este proceso se extrae el volumen de gas en cada etapa de separación, sin embargo, se debe mantener la presión en la que se extrae la columna de gas a través de la inyección de mercurio, con la observación de que el volumen de mercurio debe de llegar al volumen inicial en el que estaba a la P_b,^[3] como se muestra en la ilustración 11:

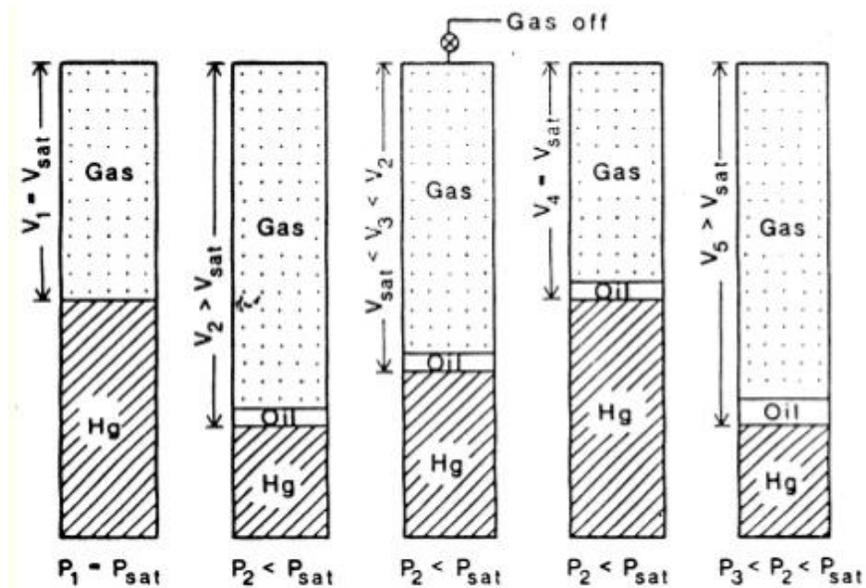


Ilustración 11.- Esquema de la secuencia del Agotamiento a Volumen Constante.

Los datos que son posibles conocer de esta prueba son:

- Presión de burbuja o de rocío.
- %Mol extraído.
- Factor Z de gas extraído.
- Saturación de líquido.
- Composición de gas extraído en cada etapa.
- Viscosidades de gas y líquido.
- Densidad de líquido.

3.1.4 Separación en Etapas.

La prueba de separadores está enfocada a determinar los cambios en el comportamiento volumétrico del fluido del yacimiento cuando éste pasa a través del separador (o separadores) y después al tanque de almacenamiento en la central de recolección. El comportamiento volumétrico final está influenciado por las condiciones de operación, esto es, las presiones y las temperaturas de las instalaciones de separación en superficie. El objetivo principal de realizar esta prueba es obtener información esencial de laboratorio, necesaria para determinar las condiciones óptimas de separación, las cuales maximizarán el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento.

La prueba consiste en colocar una muestra de hidrocarburos a su presión de saturación y temperatura de yacimiento. El volumen de la muestra es registrado como V_{sat} . La muestra de hidrocarburos es entonces desplazada y sometida a la prueba de liberación instantánea a través de un sistema de separadores de una, dos o tres etapas comúnmente. La presión y temperatura

de estas etapas se establecen para representar las condiciones de separación deseada o actual en superficie. El gas liberado de cada etapa es retirado y se miden su gravedad específica y volumen a condiciones estándar. El volumen de aceite remanente en la última etapa (que representa las condiciones de tanque) se mide y se registra como $(V_o)_{sat}$. Estos datos experimentales se usan para determinar el factor volumétrico del aceite en la formación y la solubilidad del gas a la presión de burbuja.^[3]

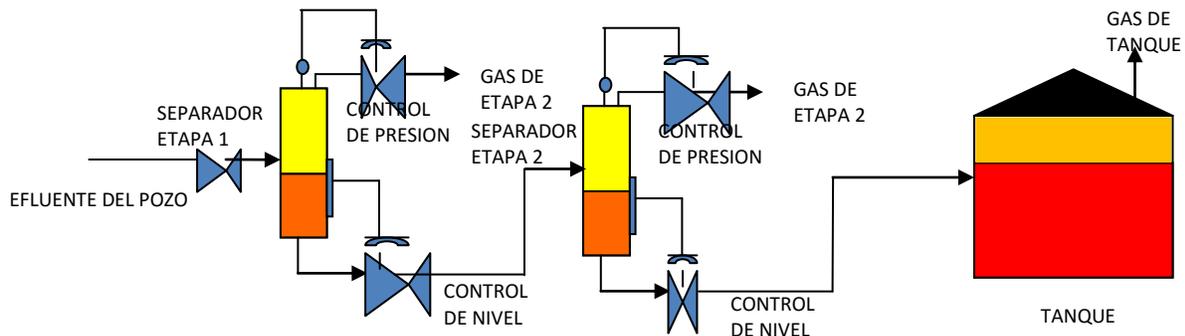


Ilustración 12.- Esquema de la secuencia del proceso de separación en etapas

Los datos medidos de esta prueba son:

- RGA
- Factor encogimiento
- Densidad del aceite
- Densidad relativa del gas
- Gas producido acumulado
- Densidad del aceite residual

Referencias Cap. III

1. Anónimo. Cromatografía de gases. enero,2016, de MNCN Sitio web: http://www.mncn.csic.es/docs/repositorio/es_ES/investigacion/cromatografia/cromatografia_de_gases.pdf
2. Fuentes, Erick. (Febrero 2010). Análisis del Gas Natural. En Descripción de las características y propiedades del gas natural(pp.10-21). Maturín: Universidad de oriente.
3. Vargas, Rafael., Varela, Ángel. (2014). Análisis PVT. En Validación de muestreos de fluidos petroleros para su representatividad al análisis y simulación PVT (pp.85-99). UNAM: Facultad de ingeniería.
4. Rojas, Gonzalo. Ingeniería de yacimientos de gas condensado. 2da edición. Sitio web: <http://yacimientos-de-gas.lacomunidadpetrolera.com/2009/03/analisis-pvt-liberacion-diferencial-e.html>
5. Barderas, Antonio. (2010). Destilación instantánea o flash. UNAM: Facultad de Química.

CAPITULO IV. Calidad de los hidrocarburos producidos en México.

Son miles los compuestos químicos que constituyen el aceite, y, entre muchas otras propiedades, estos compuestos se diferencian por su volatilidad (dependiendo de la temperatura de ebullición). Al calentarse el aceite, se evaporan preferentemente los compuestos ligeros (de estructura química sencilla y bajo peso molecular), de tal manera que conforme aumenta la temperatura, los componentes más pesados van incorporándose al vapor.

Además de los miles de componentes hidrocarburos el petróleo crudo contiene pequeñas cantidades de compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno y ciertos metales como: como compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, trazas de metales y sales de sodio, calcio y magnesio y otros considerados impurezas en el aceite, las cuales afectan su calidad. Al producir los hidrocarburos de un yacimiento, éste no fluye solo, sino que se encuentra en el yacimiento con otro tipo de componentes no hidrocarburos y que fluyen con el crudo hasta la superficie y tienen que ser cuantificados y removidos para un correcto procesamiento y venta de este.

Las impurezas se definen como todo aquel material contenido en el aceite que no esté constituido por carbono e hidrogeno. En la actualidad se consideran dos clases de impurezas oleofobicas y oleofilicas.

Las impurezas oleofobicas son impurezas que no se encuentran disueltas en el hidrocarburo. Las principales impurezas oleofobicas son, las sales, el agua y los sedimentos de aceite (arena). Por otro lado, se definen como impurezas oleofilicas a las impurezas que se encuentran disueltas en el aceite, las principales impurezas oleofilicas son compuestos de azufre, compuestos organometálicos y ácidos nafténicos.^[1]

Para cumplir con especificaciones referente a ciertos contaminantes, el crudo debe ser tratado para removerlos y dejarlo en condiciones aceptables para la venta y la refinación.^[1]

4.1 Calidad del Gas producido.

El gas natural se ha caracterizado por tener un mayor uso en todos los sectores de consumo con un alto beneficio ecológico y económico, que ha hecho que este combustible se convierta en la tercera fuente primaria de energía en el mundo. Se prevé que en el futuro tendrá una mayor relevancia en la matriz energética mundial por su gran contribución a la mitigación del cambio climático.

El gas natural requiere tener una adecuada calidad, es decir por sus propiedades físicas, químicas, mecánicas, etc., que en su conjunto determinen el comportamiento del mismo, para que el cliente quede satisfecho con el producto si esas características se ajustan a lo que esperaba.^[3]

Las características que el gas natural debe cumplir se encuentran especificadas en la Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-2010, misma que se encuentran en la Tabla 3. Especificaciones del gas natural.

Tabla 3.- Especificaciones del Gas Natural.^[2]

Propiedad	Unidades	Zona Sur			Resto del País
		Hasta el 31 de diciembre de 2010	Del 1 de enero de 2011 al 31 de diciembre de 2012	A partir del 1 de enero de 2013	
Metano (CH4)-Min.	% vol	NA	NA	83,00	84,00
Oxígeno (O2)-Max.	% vol	0,20	0,20	0,20	0,20
Bióxido de Carbono (CO2)-Max.	% vol	3,00	3,00	3,00	3,00
Nitrógeno (N2)-Max.	% vol	9,00	8,00	6,00	4,00
Nitrógeno. Variación máxima diaria	% vol	±1.5	±1.5	±1.5	±1.5
Total de inertes (CO2 y N2)-Max.	%vol	9,00	8,00	6,00	4,00
Etano-Max.	% vol	14,00	12,00	11,00	11,00
Temperatura de rocío de hidrocarburos- Max.	K (°C)	NA	271,15 (-2)(1)	271,15 (-2)	271,15 (-2) (1)
Humedad (H2O)-Max.	mg/m ³	110,00	110,00	110,00	110,00
Poder calorífico superior-Min.	MJ/m ³	35,30	36,30	36,80	37,30
Poder calorífico superior-Max.	MJ/m ³	43,60	43,60	43,60	43,60
Indice Wobbe-Min.	MJ/m ³	45,20	46,20	47,30	48,20
Indice Wobbe-Max.	MJ/m ³	53,20	53,20	53,20	53,20
Indice Wobbe-Variación máxima diaria	%	±5	±5	±5	±5
Acido sulfhídrico (H2S)-Max.	mg/m ³	6,00	6,00	6,00	6,00
Azufre total (S)-Max.	mg/m ³	150,00	150,00	150,00	150,00

El gas natural, en el punto de transferencia de custodia que haya sido acordado entre las partes, debe estar técnicamente libre de:

- agua, aceite e hidrocarburos líquidos.
- material sólido, polvos y gomas.
- otros gases que puedan afectar a los sistemas de transporte, almacenamiento y distribución o a los equipos o instalaciones de los usuarios.

Para llegar a estas características, es necesario dar tratamiento al gas con procesos como el deshidratado y endulzamiento, los cuales consisten en remover el exceso de humedad presente en el gas y eliminar el azufre de la corriente de gas, respectivamente.

4.2 Calidad del Aceite producido.

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica al petróleo de acuerdo con su densidad API, el cuál es un parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo que diferencia la calidad de los diferentes crudos.

De acuerdo con el instituto, entre más grados API tenga un crudo, éste es más ligero, y entre menos grados tenga, es más pesado. La cantidad de componentes ligeros en un crudo determina su precio: en el mercado, es de mayor valor un barril de aceite ligero debido a que los combustibles más simples pertenecen a la cadena de hidrocarburos más pequeñas y tienen un rendimiento energético mayor.

Tabla 4.- Clasificación de los aceites según API [4]

Aceite crudo	Gravedad API	Densidad (g/cm ³)
Súper ligeros	>40	<0.83
Ligeros	30-40	0.87-0.83
Medianos	22-29.9	0.92-0.87
Pesados	10-21.9	1.0-0.9
Extra pesados	<10	>1.0

En la industria mexicana del petróleo no existe normatividad que regule la calidad del crudo, se han llegado a acuerdos comerciales establecidos en contratos compra-venta, donde el comprador y vendedor especifican sus requerimientos y se establecen precios así como penalizaciones si no se llega a cumplir con las especificaciones acordadas.

En México se exportan tres variedades de petróleo crudo: el Maya, que es un crudo pesado (22° API) y constituye casi la mitad del total de la producción; el Istmo es un crudo ligero (34° API) y bajo en azufre; y el Olmeca que es un crudo extra ligero (39° API). La tabla 5 muestra las características de los crudos de exportación mexicanos.

Tabla 5.- Características de los crudos de exportación Mexicanos. [5]

Propiedades	Olmeca	Istmo	Maya
Peso específico a 20/4 °C	0.8261	0.8535	0.9199
Grado API	39.16	33.74	21.85
Viscosidad SSU			
15.6 °C	43.3	65.6	2156.0
21.1 °C	40.3	57.8	1054.0

25 °C	39.0	54.5	696.0
Azufre total, % peso	0.81	1.45	3.70
Aceites, % peso	89.2	89.2	72.0
Parafinas, % peso	13.4	8.1	3.6
Aceite desparafinado, % peso	75.8	81.1	68.4
Resinas, % peso	10.8	7.8	12.7

Referencias Cap. IV

1. McCain, William D. (1993). The properties of petroleum fluids. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
2. Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-2010. “Especificaciones del gas natural”
3. Garaicochea, Francisco., Nolasco, Jesús. Criterios para seleccionar las condiciones de separación de aceite y gas. XVI Congreso AIPM.
4. Nava, Melvin. (2014). Tipos de petróleo crudo según grado API. Enero, 2016, de Venelogía Sitio web: <http://www.venelogia.com/archivos/9589/>
5. Sandoval, Alan. (1998). Los crudos mexicanos, sus características. Noviembre, 2015, de Instituto de Investigaciones Eléctricas IIE Sitio web: <http://www.iie.org.mx/publica/bolmj98/secmj98.htm>

CAPITULO V. Separación bifásica y trifásica de hidrocarburos.

Los equipos de separación, como su nombre lo indica, se utilizan en la industria petrolera para separar mezclas de líquido y gas. Las mezclas de líquido y gas, se presentan en los campos petroleros principalmente por las siguientes causas:

- a) por lo general los pozos producen líquidos y gas mezclados en un solo flujo.
- b) hay tuberías en las que aparentemente se maneja solo líquido o gas; pero debido a los cambios de presión y temperatura que se producen a través de la tubería, hay vaporización de líquido o condensación de gas, dando lugar al flujo de dos fases.
- c) en ocasiones, el flujo de gas arrastra líquidos de las compresoras y equipos de procesamiento, en cantidades apreciables.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada de líquido y gas, son:

- a) en campos de gas y aceite, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas se quema, una cantidad considerable de aceite ligero que es arrastrado por el flujo del gas también es quemado, ocasionando grandes pérdidas si se considera que el aceite ligero es el de más alto valor comercial.
- b) aunque el gas se transporte a una cierta distancia para tratarlo, es conveniente eliminarle la mayor cantidad de líquido, ya que éste ocasiona problemas, tales como: corrosión y abrasión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y reducción en la capacidad de transporte de las líneas.
- c) Como se menciona, el flujo de gas frecuentemente arrastra líquidos de proceso, como el glicol, los cuales se deben recuperar ya que tienen un valor económico considerable.

5.1 Principios de separación Gas-Líquido.^[1]

La separación de mezclas de gas y líquido, se logra mediante una combinación adecuada de los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y choque.

- **Separación por gravedad.**

Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. 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 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 contra flujo 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 terminal.^[1]

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 partículas de este diámetro o mayor se separen.



Ilustración 13.- Fuerzas que actúan sobre una gota de líquido que cae contra una corriente de gas.^[1]

- **Separación por fuerza centrífuga.**

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser varios cientos de veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas. Este principio mecánico de separación también se emplea en un separador, tanto en la sección de separación primaria como en algunos tipos de extractor de niebla, por ejemplo en el extractor tipo ciclónico, ilustraciones 14 y 15.

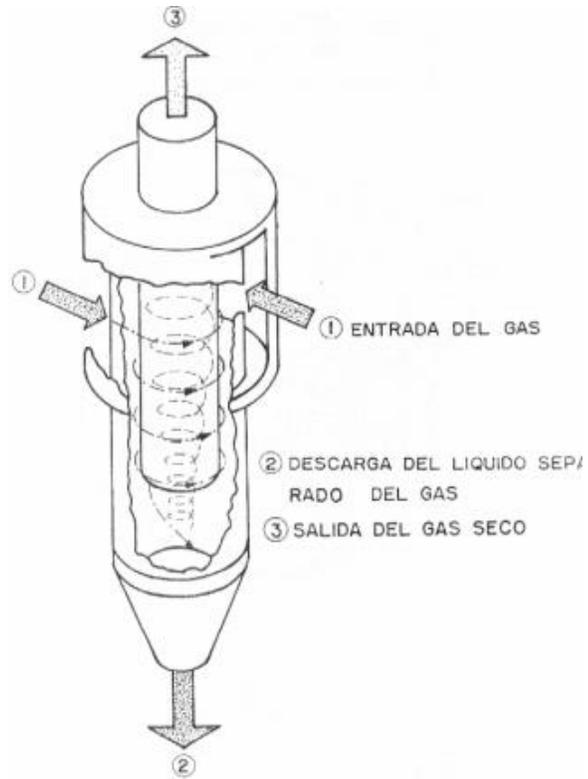


Ilustración 14- Esquema de un tubo centrífugo de un extractor de tipo ciclónico.^[1]

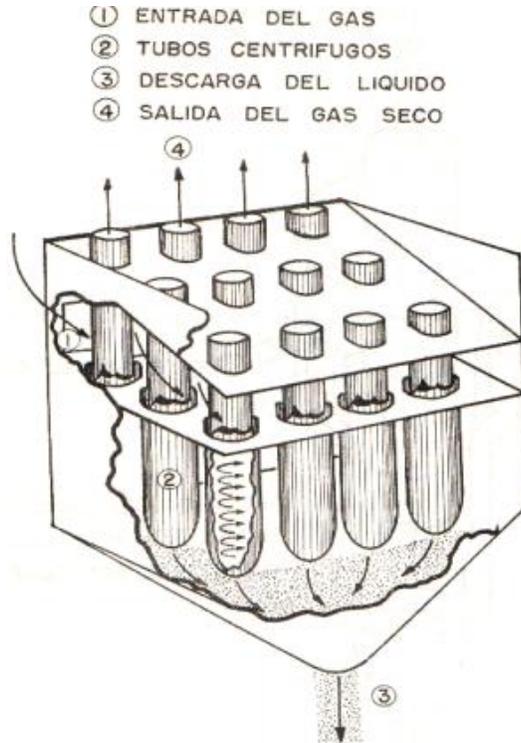


Ilustración 15.- Esquema de un extractor de niebla tipo ciclónico.^[1]

Las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla tipo ciclónico, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas. Sin embargo la velocidad del gas en las paredes del tubo ciclónico, no debe ser mayor de un cierto valor crítico.

Se recomienda que la velocidad del gas debe ser tal ($\rho g v^2$) que se debe mantener en 900 pie/seg, (donde V es la velocidad del gas a la entrada del tubo ciclónico en pie/seg). También se recomienda que V sea menor de 45 pie/seg. [7]

La ley de Stokes^[8], la cual se refiere a la fuerza de fricción experimentada por objetos esféricos moviéndose en el seno de un fluido viscoso en un régimen laminar, se puede aplicar al proceso de separación centrífuga, sustituyendo g por la aceleración debida a la fuerza centrífuga (a), entonces:

$$V_t = \frac{ad_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \dots\dots\dots (Ec. 17)$$

Donde:

- V_t: velocidad de asentamiento o terminal de una gota de líquido, [ft/s],
- a: aceleración debida a la fuerza centrífuga, [ft/s²],
- d_p: diámetro de una gota de líquido, [ft],
- ρ_g: densidad del gas a p y T de operación, [lb/ft³],
- ρ_l: densidad del líquido a p y T de operación, [lb/ft³],
- μ_g: viscosidad del gas a p y T de operación, [lb/ft*seg]

Considerando que V_t es constante en magnitud e igual a V_m, y que:

$$F_c = \frac{mpV_m^2}{r} \dots\dots\dots (Ec. 18)$$

Combinando la ecuación anterior con las expresiones F_c=m_pa y S=2π_rN resulta:

$$a = \frac{2\pi rNV_m^2}{S} \dots\dots\dots (Ec. 19)$$

Sustituyendo la anterior en la primera y despejando dp:

$$dp = \left[\frac{9\mu_g S}{\pi rNV_m(\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \dots\dots\dots (Ec. 20)$$

Con esta última ecuación se puede calcular el tamaño de las partículas de líquido que se pueden separar por fuerza centrífuga.

- **Separación por choque de partículas.**

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 de gas. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde quedan adheridas.

La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo veleta y en los de malla de alambre entretejido.

Se conoce como distancia de paro, a la distancia a la que una partícula de cierto diámetro, viaja a través de una línea de corriente de gas. Esta distancia se puede obtener modificando la ley de Stokes de la siguiente forma: ^[1]

$$S_p = \frac{dp^2 \rho_g v_i}{18\mu_g} \dots\dots\dots (Ec.21)$$

Como se observa en la ecuación, la distancia de paro es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de líquido. Esto significa que para las partículas más pequeñas, su distancia de paro es más corta y, por lo tanto, tienen mayor tendencia a desviarse alrededor de la obstrucción.

5.2 Tipos de separadores. ^[2,3]

Los separadores pueden clasificarse por su forma y geometría en horizontales, verticales y esféricos, y por su capacidad para separar dos fases (bifásico) o tres (trifásico).

Se acostumbra designar como separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus 3 tipos.

El propósito esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la(s) otra(s), como sea posible y para esto hay que seleccionar el proceso físico adecuado.

5.2.1 Bifásicos.

El término “Separador Gas-Líquido”, en terminología de campo, designa a un recipiente presurizado utilizado para separar los fluidos provenientes de un pozo productor de aceite y gas, en componentes gaseosos y líquidos a una determinada presión y temperatura. Cuando se trata de una mezcla de hidrocarburos que se deposita en el fondo del recipiente, el fluido tiene una presión de vapor igual a la presión de operación, a la temperatura a la cual se produjo la separación.

5.2.2 Trifásicos.

Se refiere a la separación de gas, petróleo y agua en un solo separador, todos los separadores básicos (vertical y horizontal) pueden ser usados para la separación trifásica, independientemente de la forma. En este caso, el agua es la impureza que prevalece en la mezcla y debe ser retirada antes de liberar los productos finales. Se debe evitar la emulsión de agua con alguno de los otros fluidos. Si éste se emulsifica será necesario el uso de químicos, calor u otro método para romperla.

5.2.3 Horizontales.

Los Separadores Horizontales son recipientes con sus ejes cilíndricos paralelos al suelo, que se utilizan para separar aceite, gas y agua del flujo producido. El separador horizontal puede ser de dos o tres fases.

El fluido entra en el separador (ilustración 15) y se contacta con un desviador de ingreso, causando un cambio repentino en el impulso y la separación bruta inicial de líquido y vapor. La gravedad causa que gotas de líquido caigan de la corriente de gas al fondo del recipiente de recolección. Esta sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención necesario para que el gas arrastrado se separe del aceite y suba al espacio de vapor; posteriormente, el líquido sale del recipiente mediante una válvula de descarga de líquido, que es regulada por un controlador de nivel.

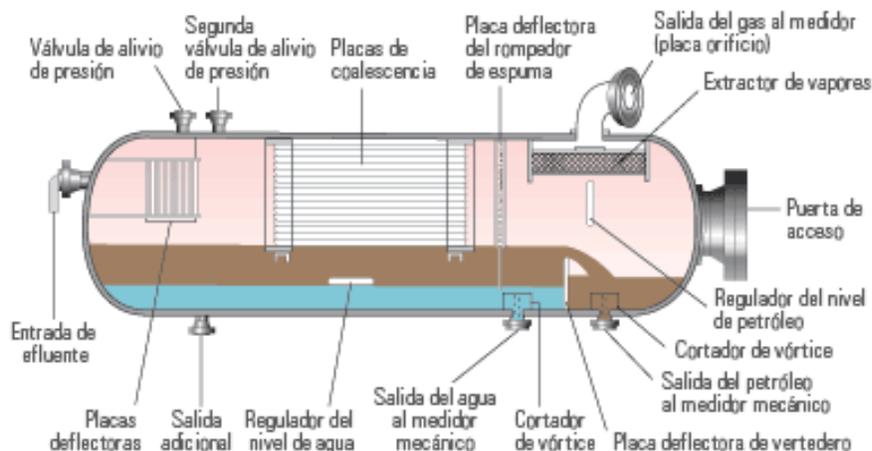


Ilustración 16.- Separador Horizontal Trifásico.^[3]

Ventajas:

1. Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales.
2. Son más económicos que los verticales.
3. Son más fáciles de instalar que los verticales.
4. Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma. Para esto, donde queda la interface gas-líquido, se instalan placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

1. No son adecuados para manejar flujos de pozos que contienen materiales sólidos como arena o lodo, pues es difícil limpiar este tipo de separadores.
2. El control de nivel de líquido es más crítico que en los separadores verticales.

5.2.4 Verticales.

La siguiente figura es un esquema de un separador vertical. En esta configuración, el flujo de entrada entra al recipiente por un lado. A igual que con el separador horizontal, el desviador de ingreso hace la separación bruta inicial. El líquido fluye hacia abajo a la sección de recolección de líquidos en el recipiente, y luego baja a la salida de líquidos. Cuando el líquido llega al equilibrio, las burbujas de gas fluyen en sentido contrario a la dirección del flujo de líquidos y eventualmente migran al espacio de vapor. El controlador de nivel y la válvula de descarga de líquidos opera de la misma forma como en el separador horizontal.

El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego, arriba hacia la salida de gas. En la sección de asentamiento por gravedad, las gotas de líquido caen hacia abajo, en sentido opuesto a la dirección del flujo de gas. El gas pasa por la sección de fundición/extractor de neblina antes de

salir del recipiente. La presión y el nivel son mantenidos de la misma forma que en el separador horizontal

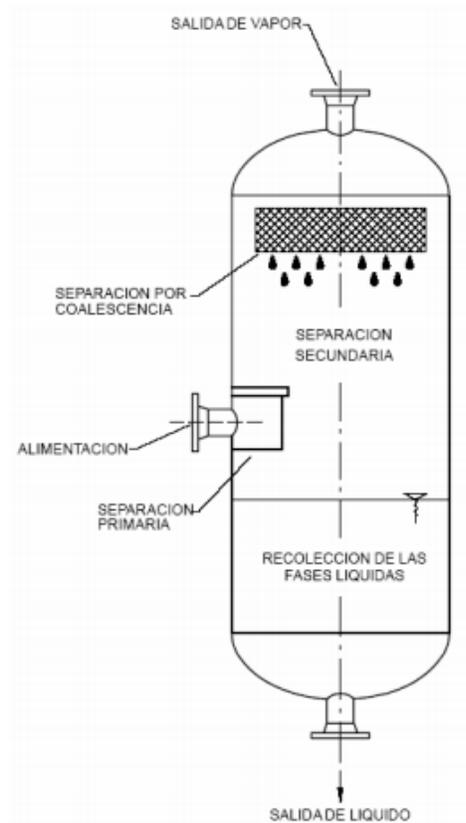


Ilustración 17.-Diagrama de separador vertical.^[3]

Ventajas:

1. Es fácil mantenerlos limpios, por lo que se recomiendan para manejar flujos de pozos con alto contenido de lodo, arena o cualquier material sólido.
2. El control de nivel de líquido no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea más sensible a los cambios.
3. Debido a que el nivel de líquido se puede mover en forma moderada, son muy recomendables para flujos de pozos que producen por bombeo neumático, con el fin de manejar baches imprevistos de líquido que entren al separador.
4. Hay menor tendencia de revaporización de líquidos.

Desventajas:

1. Son más costosos que los horizontales.
2. Son más difíciles de instalar que los horizontales.

3. Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.

5.3 Dispositivos internos en un separador.

Los dispositivos internos de un separador 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 aguas abajo. Entre tales funciones están:^[1]

- **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).
- **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 (placas rompe olas).
- **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 (no cubiertos por el MDP de tambores).
- **Reducción del arrastre de burbujas de vapor/gas en la salida de líquido:** rompe vórtices.
- **Reducción mecánica de formación de espuma:** placas rompe espuma.
- **Limpieza interna de recipientes:** cuando se espera una deposición continua de sólidos que no pueden ser fácilmente removibles (tuberías internas: No cubierto por el MDP de tambores).
- **Reducción del tiempo de decantación:** en el caso de separaciones líquido-líquido, se busca reducir el tiempo en que una gota de la fase pesada discontinua alcance la interfase pesada-liviana (placas de decantación).

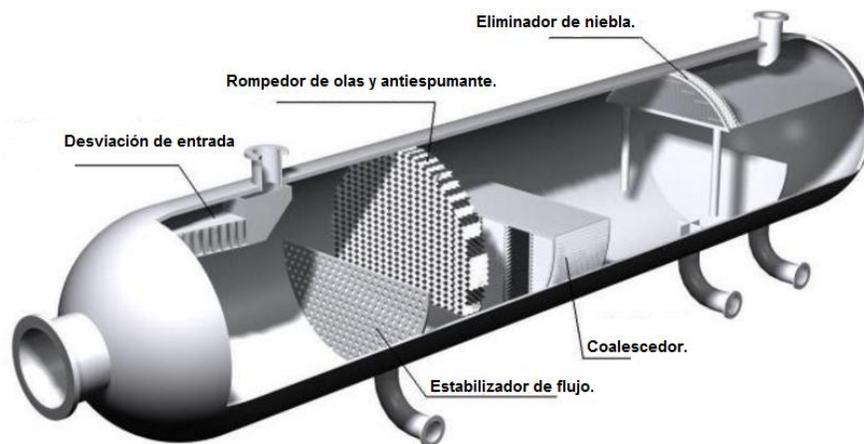


Ilustración 18.- Esquema de los dispositivos internos de un separador. ^[9]

5.3.1 Desviadores de entrada.

Existen muchos tipos de desviadores pero los más utilizados son dos. El primero es el deflector de regulación (ilustración 18); 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.^[6]

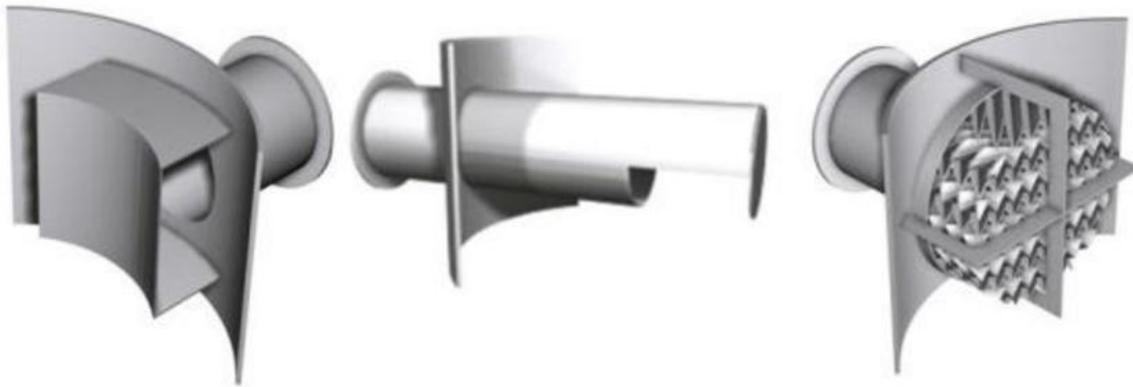


Ilustración 19.- Diagrama de algunos desviadores de entrada. ^[6]

El segundo dispositivo se conoce como ciclón de entrada, el cual usa la fuerza centrífuga en lugar de la agitación mecánica para separar el aceite del gas (ilustración 19). Esta entrada puede tener una chimenea ciclónica o usar una carrera de fluido tangencial a través de las paredes.



Ilustración 20.- Internos tipo ciclónicos. ^[4]

5.3.2 Placas antiespuma.

La espuma se forma cuando las burbujas de gas se liberan del líquido. La espuma es la principal causa para un rendimiento pobre en los separadores. La separación de espuma limita la separación de gas-líquido en el separador. Para lograr la separación de espuma, estas partículas deben ser descompuestas. Los parámetros controladores de espuma son: una adecuada área de superficie, un tiempo de retención y un estabilizador de espuma como silicón u otras sustancias químicas que sean compatibles con el crudo. Estos parámetros establecerán una tasa adecuada de espuma que permitirá una descarga de fluidos eficiente y evitará una mezcla entre ella y el gas seco. ^[1]

5.3.3 Rompedores de vórtices.

Se utiliza para disminuir la presencia de un vórtice o remolino cuando la válvula de control de líquido está abierta, debido a que éste absorbe gas del vapor y lo remezcla en la salida de líquido.

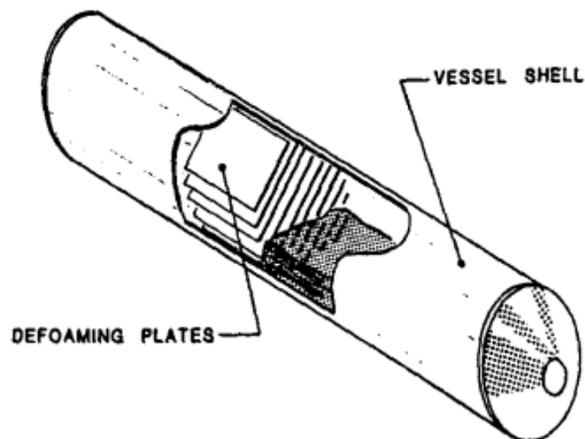


Ilustración 21.- Rompedor de vórtices

5.3.4 Extractor de niebla.

Hay dos dispositivos que son los más utilizados: cojines de mallas de alambres (ilustración 22) y extractores de veleta (ilustración 23).

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. ^[6]



Ilustración 22.- Cojines de mallas de alambres. [6]

Extractor tipo Veleta: Este 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.



Ilustración 23.- Eliminador de niebla tipo veleta. [6]

5.3.5 Rompedores de olas.

Es utilizado en los separadores horizontales. Este dispositivo no es más que un regulador vertical por donde atraviesa el flujo gas-líquido en forma perpendicular. Estos dispositivos evitan o reducen la re-entrada de gotas de líquido por la corriente de vapor o reducen la turbulencia en

separaciones líquido-líquido (placas rompe olas), y evitan salpicaduras, reduciendo el oleaje del flujo dentro del separador.

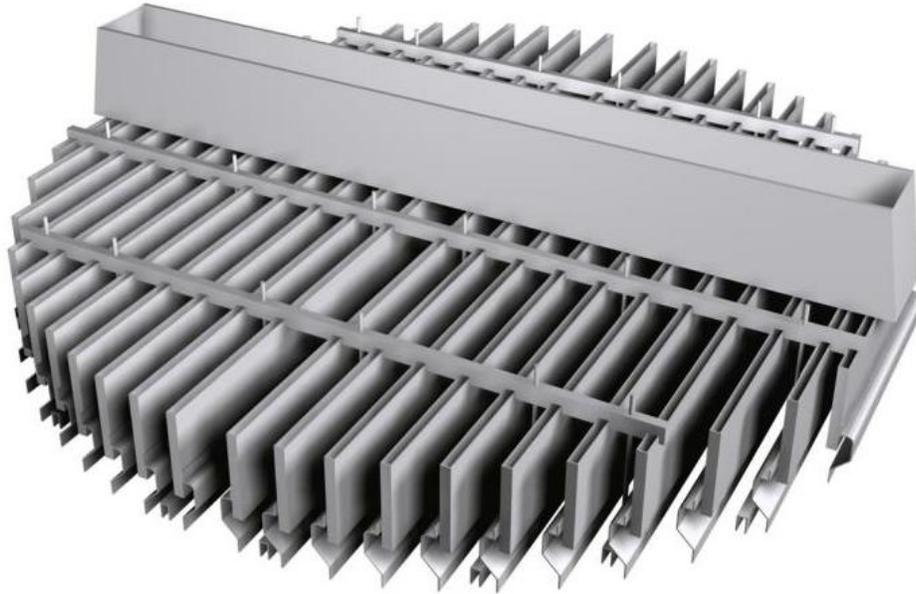


Ilustración 24.- Rompedores de olas.

5.4 Etapas de separación. ^[1]

Un separador consta de las siguientes secciones:

- Sección de separación primaria.
- Sección de separación secundaria.
- Sección de extracción de niebla.
- Sección de almacenamiento de líquidos.

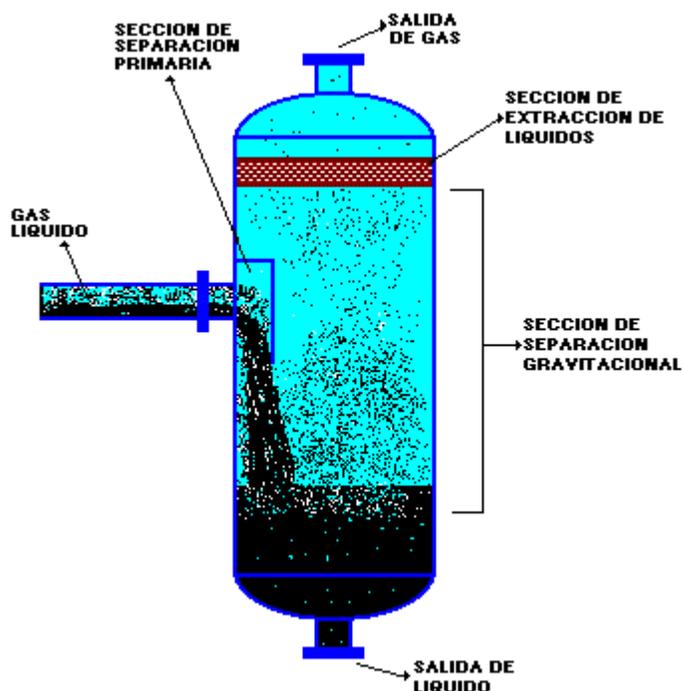


Ilustración 25.- Secciones de separación en un separador vertical.

5.4.1 Sección de Separación Primaria.

La separación en esta sección se realiza mediante un cambio de dirección de flujo. El cambio de dirección se puede efectuar con una entrada tangencial de los fluidos al separador; o bien, instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos formas se le induce una fuerza centrífuga al flujo, con la que se separan grandes volúmenes de líquido.

5.4.2 Sección de Separación Secundaria.

En esta sección se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido.

La eficiencia de separación en esta sección, depende principalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del tamaño de las gotas de líquido suspendidas en el flujo de gas y del grado de turbulencia.

5.4.3 Sección de Extracción de Neblina.

En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas de líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta parte del separador se utilizan el efecto de choque y/o la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se colecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria.

El dispositivo utilizado en esta sección, conocido como extractor de niebla, está constituido generalmente por un conjunto de veletas o aspas; por alambre entretejido, o por tubos ciclónicos.

5.4.4 Sección de Almacenamiento de Líquidos.

En esta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas. Esta parte del separador debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal. Además debe tener la instrumentación adecuada para controlar el nivel de líquido en el separador. Esta instrumentación está formada por un controlador y un indicador de nivel, un flotador y una válvula de descarga.

La sección de almacenamiento de líquidos debe estar situada en el separador, de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador.

Aparte de las 4 secciones antes descritas, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como: una válvula de seguridad, un tubo desviador de seguridad y controles de contra presión adecuados. ^[5]

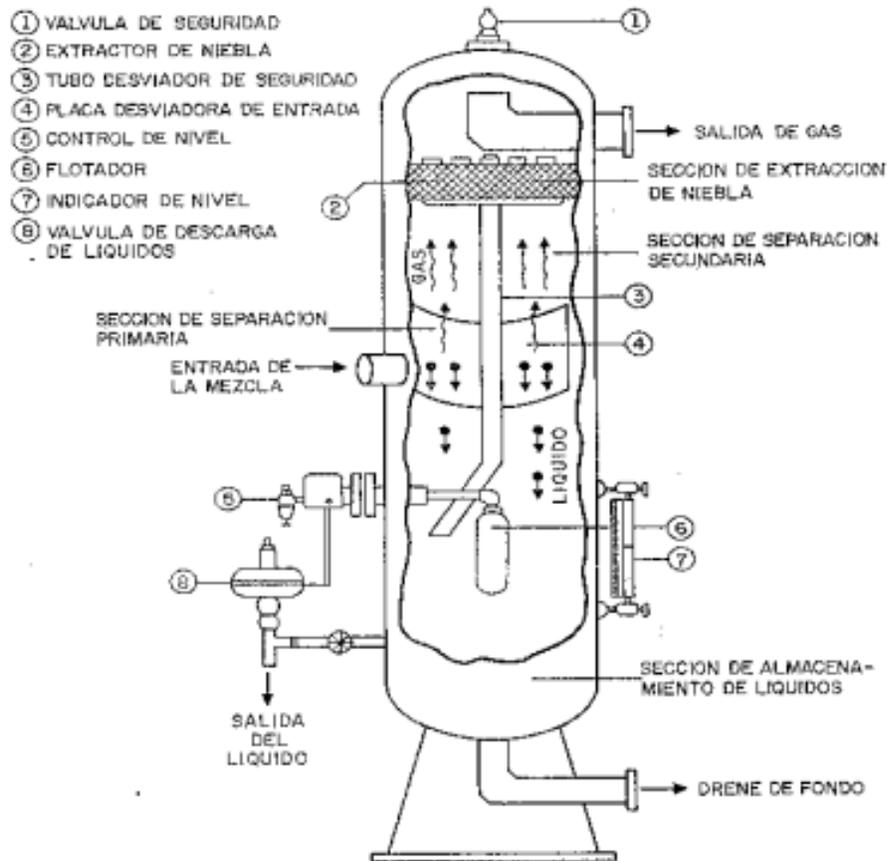


Ilustración 26.- Esquema de un separador vertical.

Cuando se conocen los tipos de flujo de la mezcla de gas y líquido que va al separador, tal como la frecuencia de los baches de líquido en pozos de bombeo, se deben hacer cambios en el diseño y tamaño de las partes del separador. Sin embargo es recomendable que el separador se diseñe de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

5.5 Factores que afectan la eficiencia de separación. [5]

En esta sección se enlistan y describen los principales factores que afectan la eficiencia de la separación de gas líquido.

5.5.1 Tamaño de las partículas de líquido.

El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga. También es importante en la determinación de la distancia de paro, cuando la separación es por choque.

La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que la base deben ser eliminadas. En realidad lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo, y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas. La separación en flujo horizontal también está sujeta a los mismos efectos.

En la ilustración 26, se muestra el efecto del tamaño de las partículas en la eficiencia de la separación, cuando el extractor de niebla es del tipo de choque o ciclónico. En esta figura se relaciona el tamaño de la partícula con el porcentaje de partículas eliminadas. Se observa que en un proceso de separación se separa, por ejemplo, un 50% de un tamaño X de partículas y que solo se elimina un 22% de las partículas de tamaño X/2 mientras que se elimina un 90% de partículas de tamaño 3X.

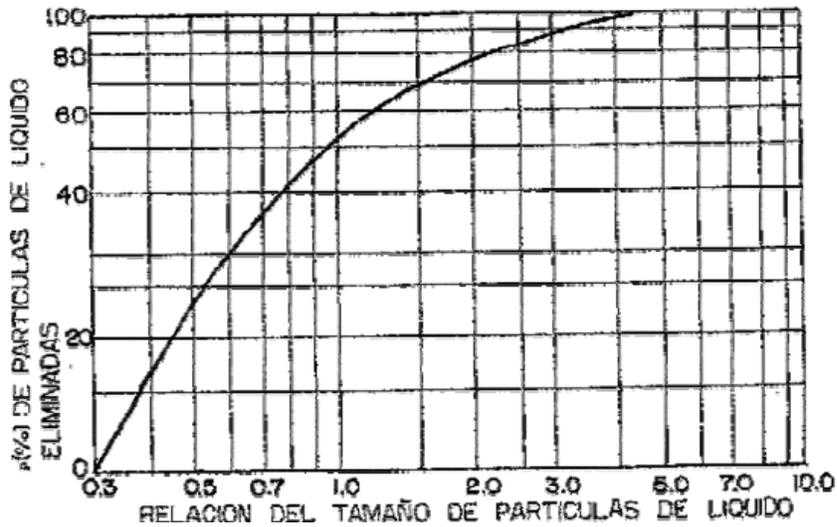


Ilustración 27.- Relación del tamaño de las partículas de líquido vs. Porcentaje de partículas eliminadas. [1]

El tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

Generalmente se especifica en los equipos de separación que el arrastre no es mayor que 0.1 gal/MMpie³. Una partícula de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber

720,000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie cubico de gas, sin que se exceda la especificación aludida.

5.5.2 Velocidad del gas.

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquidos mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100 micras en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

5.5.3 Presión de separación.

Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular.

En ocasiones, al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

5.5.4 Temperatura de separación.

En cuanto a la recuperación de líquidos, la temperatura de separación interviene de la siguiente forma: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

Una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquidos, se muestra en la ilustración 26 se observa que a una temperatura de separación de 0°F, la recuperación de líquidos en el separador es de aproximadamente 5000 galones por millón de pie cubico de gas,

mientras que el volumen de líquidos que se recupera en el tanque de almacenamiento es del orden de 2000 galones por millón de pie cubico.

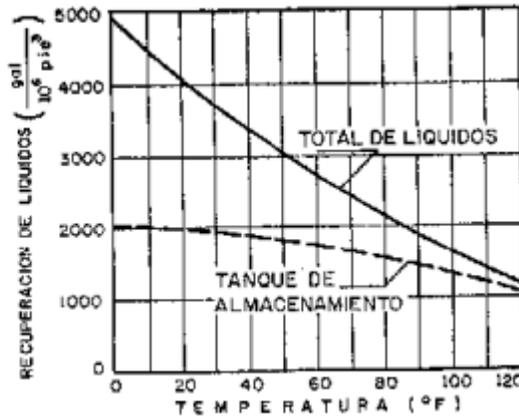


Ilustración 28.- Gráfica de temperatura de separación vs. Recuperación de líquidos. [1]

Así pues, es necesario considerar que aunque se tiene la máxima recuperación de líquidos en el separador a 0°F, de los 5000 galones por millón de pie cubico se evaporan en el tanque de almacenamiento 3000. Este vapor generalmente se libera a la atmósfera, por lo que se ocasionan grandes pérdidas. Otros aspectos que hay que considerar para utilizar baja temperatura de separación, son los siguientes:

- a) La separación a baja temperatura necesita equipo adicional de enfriamiento.
- b) Se presentan otros problemas de operación, tal como la formación de hidratos. En consecuencia, para obtener la temperatura óptima de separación, desde el punto de vista de recuperación de líquidos, es necesario considerar todos los aspectos mencionados.

La temperatura afecta la capacidad del separador al variar los volúmenes de fluido y sus densidades. El efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de capacidad en la separación de gas.

5.5.5 Densidades del líquido y del gas.

Las densidades del líquido y el gas, afectan la capacidad de manejo de gas de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.

5.5.6 Viscosidad del gas.

El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las fórmulas para determinar la velocidad del asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro N_{re} , con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre. De la ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

Referencias Cap. V

1. Gómez, José A. (1985). Capítulo III Separación de los fluidos producidos. En Apuntes de manejo de la conducción en superficie. (pp.1-14). UNAM: Facultad de Ingeniería.
2. Arnold, Ken. and Stewart, Maurice. (Third edition in 2008). Chapter 4 Two-Phase Oil and Gas Separation. En Surface Production Operations.(pp.150-186). AMEC Paragon, Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.
3. Arnold, Ken. and Stewart, Maurice. (Third edition in 2008). Chapter 5 Three-Phase Oil and Gas Separation. En Surface Production Operations.(pp.244-258). AMEC Paragon, Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.
4. PEMEX. (2012). Contexto Operacional Bateria de Separación Costero. Macuspana-Muspac.
5. Brs. Requena G. José L Rodríguez M, Mauricio F. (2006). Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos. Caracas: Universidad Central de Venezuela.
6. Sulzer Ltd. (2015). Separation Technology. Diciembre 2015, de Sulzer Ltd Sitio web: <https://www.sulzer.com/>
7. Gamboa, Diego F., & Saenz, Yuly. (2007). Determinación estándares operativos para separadores. Bucaramanga: Universidad industrial de Santander.
8. Franco, Ángel. (2009). Ley de Stokes. Noviembre, 2015, de Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Industrial de Eibar Sitio web: http://www.sc.ehu.es/sbweb/fisica_/index.html
9. Atkinson, Ian., Berard, Michel., &Lowe, Trey . (2005, marzo). Un nuevo horizonte en mediciones de flujo multifásico. Oilfield review, 16, p.59.

CAPITULO VI. Diseño de separadores horizontales trifásicos.

Para el dimensionamiento de los separadores horizontales trifásicos se necesita seleccionar una longitud de costura-costura y un diámetro. Ésta selección debe satisfacer las características para la capacidad de gas que permita a las gotas de líquido precipitarse desde las corriente de gas hasta la zona de retención de líquido, mientras que el gas atraviesa la longitud efectiva del separador. Ésta debe proveer un tiempo de residencia suficiente para lograr la separación.

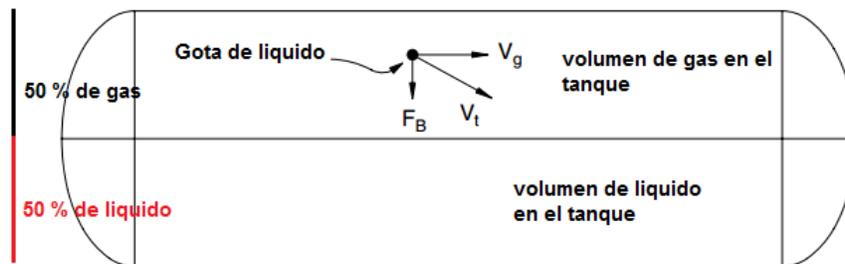
6.1 Parámetros que intervienen en el diseño. ^[1]

6.1.1 Volumen de operación de líquido y gas.

El volumen de operación de líquido, se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de líquido para una parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación.

Por otro lado, el volumen de operación de gas (capacidad de gas), se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado de presión y que no exista arrastre de gotas de líquido, además de dar tiempo suficiente para que las gotas de líquido pasen a la parte donde se encuentra la emulsión.

En la ilustración 29 se muestra un tanque con una capacidad líquido y gas de 50% cada uno, esta capacidad de líquido o de gas se establece previamente para que cumpla con las condiciones de que se dé un espacio suficiente para que no exista arrastre de gotas de líquido en la corriente de gas y se pueda estabilizar las los líquidos.



F_B = Fuerza de flotacion

V_g = Velocidad del gas

V_t = Velocidad relativa de sedimentacion

Ilustración 29.- Esquema de volumen de gas y volumen de líquido. ^[1]

6.1.2 Tiempo de retención.

Es el tiempo en donde el líquido y el gas alcanzan el equilibrio con la presión del separador, se le conoce también como el tiempo promedio que una molécula de líquido es retenida en el tanque asumiendo flujo tapón, este tiempo de retención está entre 30 segundos y 3 minutos, dependiendo del tipo de aceite. De datos experimentales de campo, se han establecido los siguientes tiempos de residencia de acuerdo al tipo de fluido que se está manejando:

Tabla 6.- Tiempos de residencia de acuerdo al tipo de aceite.

Tiempo de residencia	
Grados API	Minutos
Condensados	2.0-5.0
Crudo ligero	5.0-7.5
Crudo intermedio	7.5-10
Crudo pesado	>10

Si existe una emulsión antes de entrar al equipo de separación, el tiempo de residencia se deberá incrementar de 2 a 4 minutos.

6.1.3 Longitud efectiva de operación.

Es la longitud de tambor requerida para que se suceda la separación gas-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Esta es la longitud que normalmente se obtiene por cálculos de proceso. En el caso de equipos horizontales con una sola boquilla de alimentación, corresponde a la distancia entre la boquilla de entrada y la de salida de gas, la cual es la distancia horizontal que viaja una gota de líquido desde la boquilla de entrada hasta que se decanta totalmente y se une al líquido retenido en el recipiente, sin ser arrastrada por la fase vapor que sale por la boquilla de salida de gas.

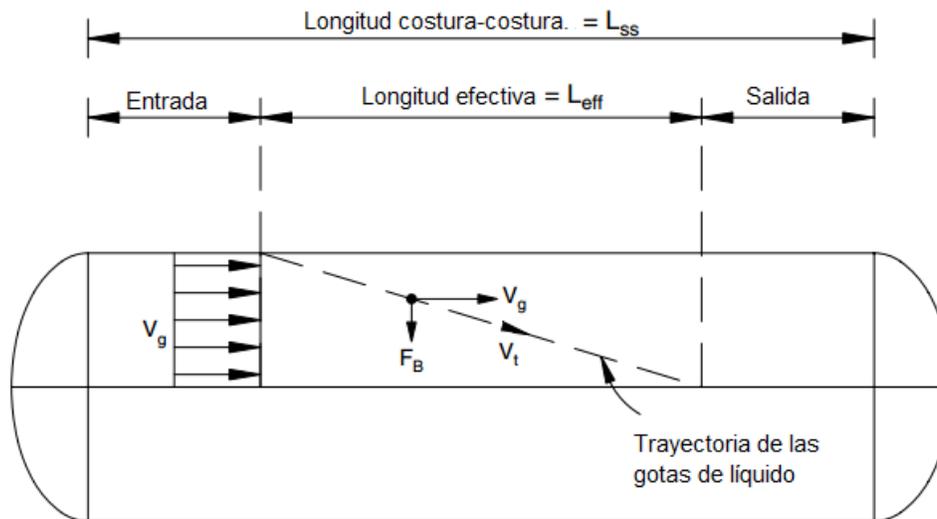


Ilustración 30.- Esquema de la longitud costura-costura (L_{ss}) y longitud efectiva (L_{eff}).^[1]

6.2 Separador horizontal trifásico-Dimensionamiento.

Los separadores trifásicos son los comúnmente utilizados para separar tres fases: Aceite, Agua y Gas. Se pueden clasificar de acuerdo a la geometría en verticales y horizontales. 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. 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. Después de cierto periodo, dependiendo del caso (entre 3 y 30 minutos) el cambio del nivel de agua es despreciable.

La fracción de agua decantada por gravedad es llamada agua libre. Lo más recomendado es separar el agua antes que se convierta un problema y pase hacer una fase emulsionada.

Un buen diseño de un separador permitirá la separación de los fluidos provenientes del pozo: gas y dos tipos de líquidos: aceite y agua.

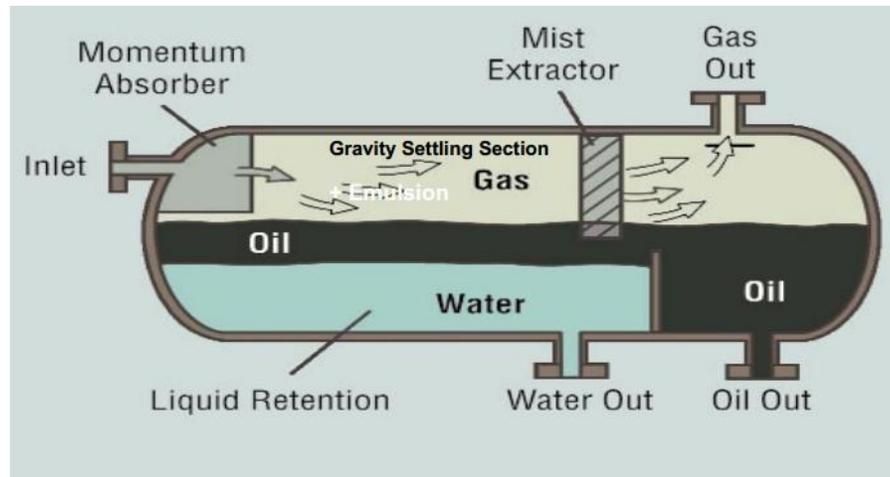
Los separadores de tres fases, tienen las mismas cuatro zonas de separación que los de dos fases, el fluido entra por los deflectores o distribuidores produciendo la separación gas liquido por el cambio brusco de las velocidades.

Aquí viene un pequeña diferencia con los separadores de dos fases: que el diseño de los deflectores contiene un distribuidor que dirige el flujo de liquido debajo de la interfase crudo/agua. La razón de esto es promover la coalescencia de gotas de agua en el crudo, por el proceso llamado lavado de agua.

En la segunda zona que es la zona de decantamiento por acción de la gravedad, ocurre la separación de las tres fases, con la diferencia que algunos aceites contienen emulsiones en la fase oleica.

La tercera zona es la de coalescencia de gotas de líquido, para la cual se utiliza el eliminador o extractor de neblina.

La cuarta zona es la recolección de líquido, y es donde existe la gran diferencia: el separador debe proporcionar suficiente tiempo para que exista la separación de la fase líquida y que se forme una capa emulsionada en el tope.



- Cálculo de capacidad de gas.

$$V_t = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{(0.5)} \dots\dots\dots (Ec. 6)$$

Donde:

- V_t : Velocidad terminal [ft/seg]
- ρ_l : Densidad del líquido [lb/ft³]
- ρ_g : Densidad del gas [lb/ft³]
- d_m : Diámetro de la gota [micrones]
- C_D : Coeficiente de arrastre de la partícula [adimensional]

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34 \dots\dots\dots(Ec.7 y 24)$$

$$Re = 0.0049 \frac{d_m \rho_g V_t}{\mu_g}$$

Donde:

Re: Número de Reynolds [adimensional]

μ_g : Viscosidad del gas [cp]

$$dL_{eff} = 420 \left(\frac{ZT}{P} \right) Q_g \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{0.5} \dots\dots\dots(Ec. 8)$$

Donde:

d : Diámetro interno del separador [pg],

L_{eff} : Longitud efectiva del separador [ft],

Q_g : Gasto de gas [MMscfd],

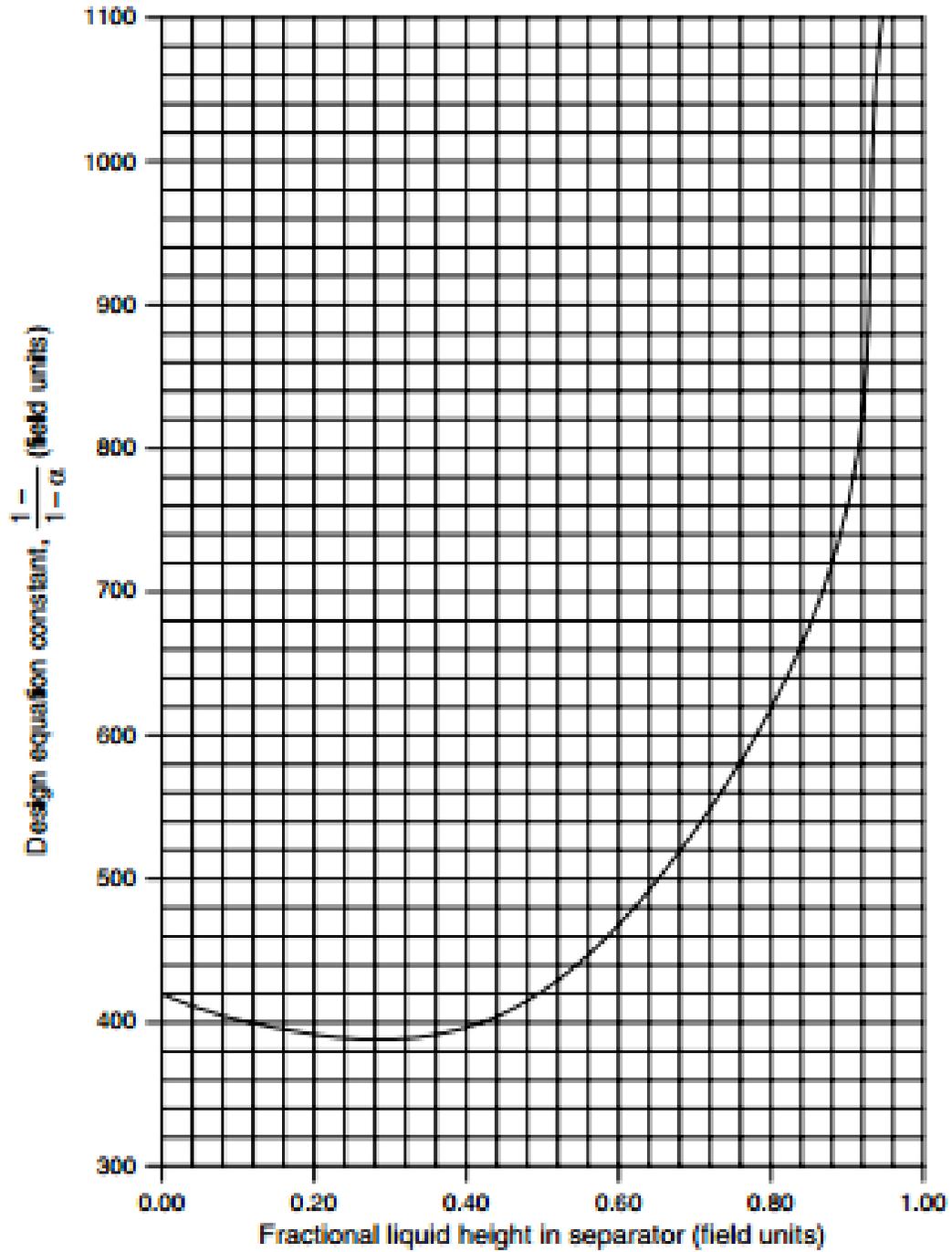
T : Temperatura de operación [°R],

P : Presión de operación [psia]

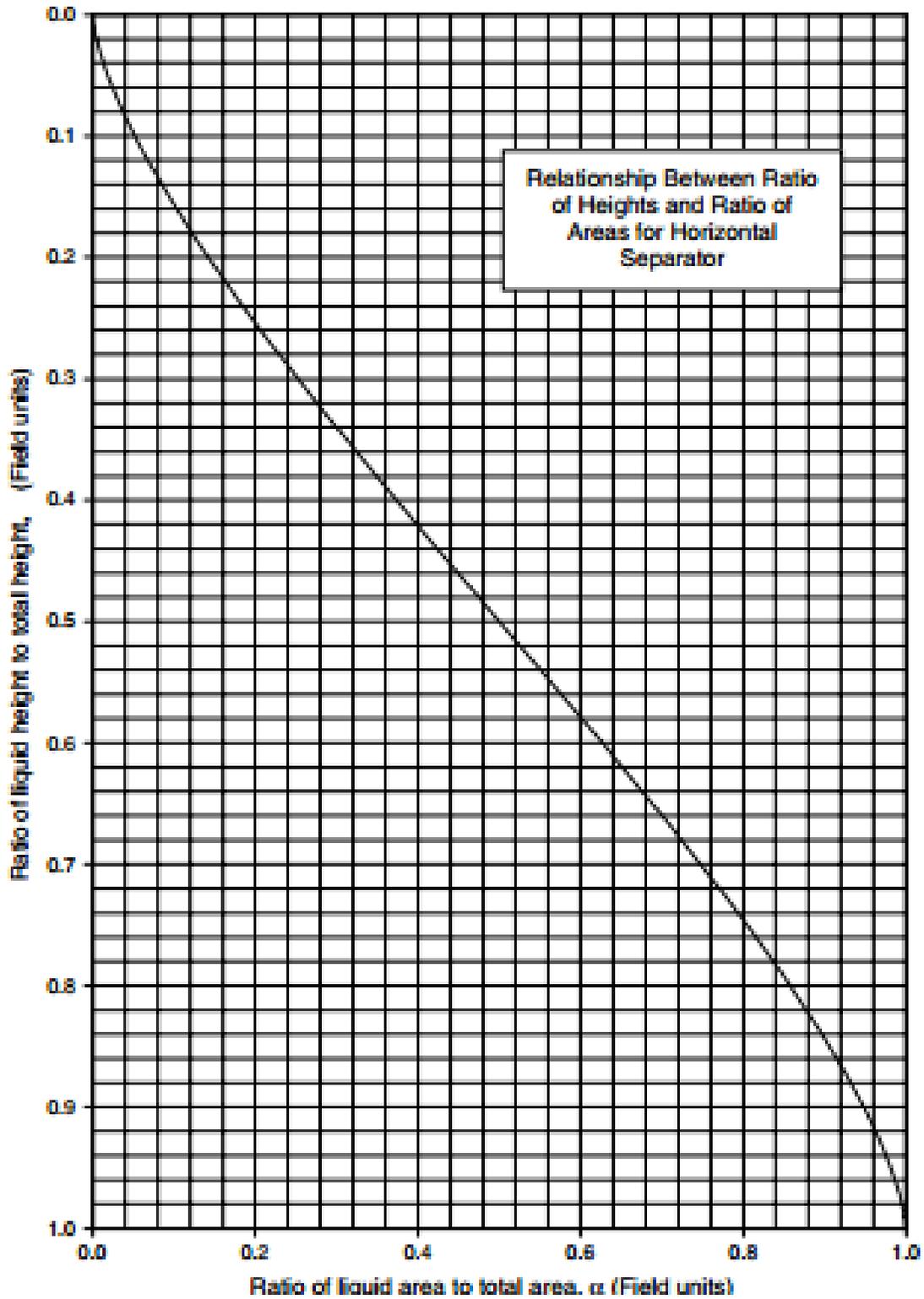
La ecuación anterior se utiliza cuando el recipiente se encuentra a un 50% de su llenado total, en caso de tener un llenado diferente al 50% se utiliza la siguiente ecuación:

$$dL_{eff} = 420 \left(\frac{ZTQ_g}{P} \right) \left[\frac{1-\beta}{1-\alpha} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{0.5} \dots\dots\dots(Ec. 9)$$

Donde $\frac{1-\beta}{1-\alpha}$ es una constante de diseño que se encentra a partir de las gráficas 1 y 2.



Gráfica 1.- Diseño por manejo de gas $[(1-B)/(1-a)]$ vs. altura de líquido para un separador horizontal a un llenado diferente del 50% (unidades de campo).^[1]



Gráfica 2.- Tiempo de retención, diseño por relación de áreas(a) vs. relación de Alturas (B) para un separador horizontal llenado diferente de 50% de líquido (unidades de campo). ^[1]

- **Asentamiento de la gota de agua de la fase aceite.**

$$h_o = 0.00128 \left(\frac{t_{ro} \Delta SG d_m^2}{\mu_o} \right) \dots\dots\dots (Ec. 10)$$

Donde:

- h_o : Altura del colchón de aceite [pg],
- t_{ro} : Tiempo de retención del aceite [min],
- ΔSG : Diferencia de gravedades específicas agua/aceite,
- d_m : Diámetro de la gota [micrones],
- μ_o : Viscosidad del aceite [cp]

Teóricamente, para un $d_m=500$ micrones, se obtiene el mayor espesor del colchón de aceite. La fórmula se transforma en:

$$(h_o)_{max} = 320 \left(\frac{t_{ro} \Delta SG}{\mu_o} \right) \dots\dots\dots (Ec. 11)$$

Donde:

- $(h_o)_{max}$: Altura máxima del colchón de aceite [pg]

- **Área ocupada por la fase de agua.**

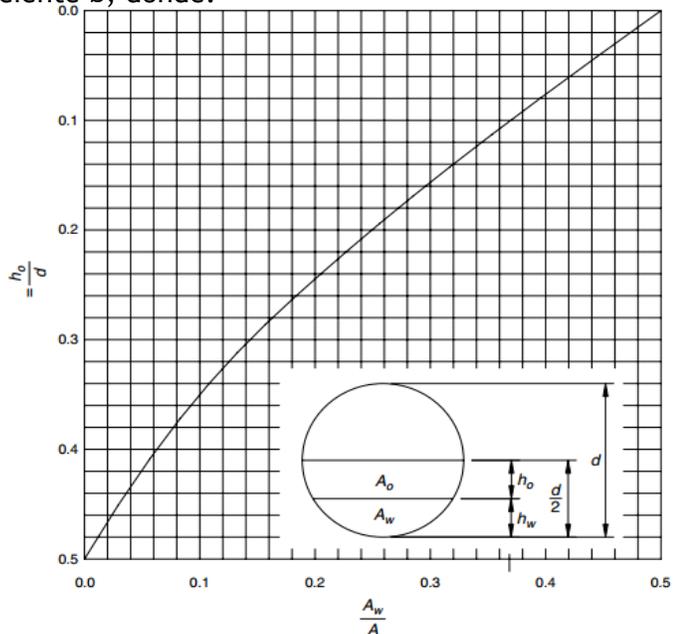
$$\frac{A_w}{A} = 0.5 \left(\frac{Q_w t_{rm}}{Q_o t_{ro} + Q_w t_{rw}} \right) \dots\dots\dots (Ec. 12)$$

Donde:

- A_w : Área ocupada por fase agua [ft²],
- A : Área total del separador [ft²]

De la siguiente figura, se calcula el coeficiente β , donde:

$$\beta = \frac{(h_o)}{d} \dots\dots\dots (Ec. 13)$$



- **Diámetro interno máximo del recipiente.**

$$d_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{\beta} \dots\dots\dots(\text{Ec. 14})$$

Donde:

d_{\max} : Diámetro interno del recipiente [pg],

$(h_o)_{\max}$: Altura del colchón de aceite [pg],

β : Coeficiente “ β ” para un cilindro lleno a la mitad con líquido.

Para un recipiente con un llenado diferente al 50%, se tiene:

$$d_{\max} = \frac{(h_o)_{\max}}{\beta_l - \beta_w} \dots\dots\dots(\text{Ec. 15})$$

donde β_w representa la fracción de altura de agua.

- **Cálculo del tiempo de Retención.**

$$d^2 L_{\text{eff}} = 1.42[(tr)_o Q_o + (tr)_w Q_w] \dots\dots\dots(\text{Ec. 16})$$

Para un tanque con un llenado diferente a 50%, tenemos que:

$$d^2 L_{\text{eff}} = \frac{(tr)_o Q_o + (tr)_w Q_w}{1.4\alpha} \dots\dots\dots(\text{Ec. 17})$$

Donde:

d : Diámetro interno del separador [pg],

L_{eff} : Longitud efectiva del separador [ft],

α : Es una constante de diseño que se puede encontrar en la figura 5.23,

$(tr)_o$: Tiempo de residencia del aceite [min],

Q_o : Flujo de aceite [BPD],

$(tr)_w$: Tiempo de residencia del agua [min],

Q_w : Gasto de agua [BPD]

- Longitud de costura-costura (L_{ss}) y relación de esbeltez (R.E.).

Para capacidad de gas: $L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12}$ Ecuación 18 $R.E. = \frac{12L_{ss}}{d}, [3-4]$ Ecuación 19

Para capacidad de líquido: $L_{ss} = \frac{4}{3}L_{eff}$ Ecuación 20

6.3 Procedimiento.

1. Calcular dL_{eff} para la capacidad de gas:

usando 100 micrones de tamaño de gota en caso de que ninguna otra información esté disponible.

$$dL_{eff} = 420 \left(\frac{ZT}{P} \right) Q_g \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{0.5}$$

Para el cálculo de C_D , utilizar la formula:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34 \dots\dots\dots (1)$$

Para calcular el número de Reynolds se utiliza la fórmula:

$$Re = 0.0049 \frac{d_m \rho_g V_t}{\mu_g} \dots\dots\dots (2)$$

Y para calcular V_t , utilizar la fórmula:

$$V_t = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{(0.5)} \dots\dots\dots (3)$$

Como se puede observar, el valor de C_D se repite como incógnita en las ecuaciones, por lo que la solución tiene que ser iterativa. Para calcular el valor de C_D , se debe utilizar el siguiente procedimiento:

- Proponer un valor de C_D , de preferencia que sea 0.34.
- Calcular V_t de la formula (3).
- Conociendo V_t , calcular el número de Reynolds con la formula (2).
- Calcular nuevamente C_D con la formula (1), hasta tener un error aproximado de 1×10^{-5} .

2. Calcular L_{ss} por capacidad de gas.

Ya obtenido C_D , calcular dL_{eff} . Elaborar una tabla para diferentes valores de d y L_{eff} . Adicionalmente, calcular diferentes longitudes costura-costura L_{ss} , con la siguiente fórmula:

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12}$$

d[pg]	L_{eff} [ft]	L_{ss} [ft]

3. Calcular la máxima altura de colchón de aceite asumiendo $d_m = 500$ micrones:

$$(h_o)_{max} = 320 \left(\frac{t_{ro} \Delta SG}{\mu_o} \right)$$

4. Calcular el máximo diámetro para el colchón de aceite de la siguiente manera:

a) Calcular: $\frac{A_w}{A} = 0.5 \left(\frac{Q_w t_{rm}}{Q_o t_{ro} + Q_w t_{rw}} \right)$

b) Con el valor anteriormente calculado, entrar al gráfico de A_w/A y obtener el valor de B.

c) Con el valor de B, calcular el d_{max} con la fórmula: $d_{max} = \frac{(h_o)_{max}}{\beta}$

5. Calcular $d^2 L_{eff}$ para cumplir con el tiempo de residencia:

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [(tr)_o Q_o + (tr)_w Q_w]$$

6. Calcular la longitud costura-costura para capacidad de líquido:

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff}$$

7. Calcular el radio de esbeltez:

$$R.E. = \frac{12 L_{ss}}{d}, [3-4]$$

8. Elaborar la siguiente tabla:

d[pg]	L_{eff} [ft]	L_{ss} [ft]	R.E.

9. Seleccionar d y L_{ss} que satisfaga las condiciones mencionadas.

Referencias Cap. VI

1. Arnold, Ken. and Stewart, Maurice. (Third edition in 2008). Chapter 5 Three-Phase Oil and Gas Separation. En Surface Production Operations.(pp.265-294). AMEC Paragon, Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.

CAPITULO VII. Separación ciclónica de hidrocarburos.

Los ciclones son equipos mecánicos estacionarios, ampliamente utilizados en la industria, que permiten la separación de partículas de un sólido o de un líquido que se encuentran suspendidos en un gas portador, mediante la fuerza centrífuga. Los ciclones son equipos muy sencillos, que al no poseer partes móviles son de fácil mantenimiento. El principio de funcionamiento de un ciclón se basa en la separación de las partículas mediante la fuerza centrífuga (del orden de cientos de g), lo que lo hace más efectivo que las cámaras de sedimentación, además ocupan un espacio mucho menor que éstas

La ilustración 31 muestra distintos tipos de ciclones.

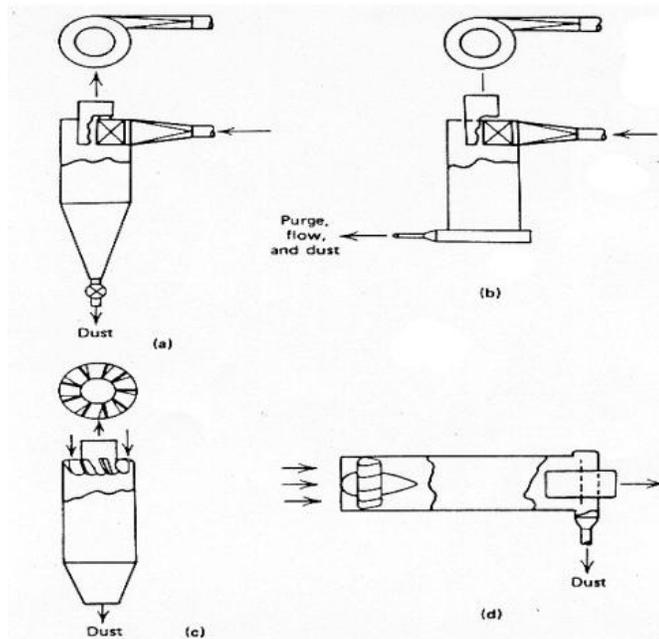


Ilustración 31.- Configuración de separadores ciclónicos.

7.1 Separadores ciclónicos.

Estos separadores emplean la aceleración centrífuga para separar la mezcla en sus diferentes fases, tales como: gas, agua, petróleo y arena. Un concepto importante en la tecnología ciclónica es el número relativo de fuerzas gravitacionales desarrolladas por las fuerzas centrífugas, comparado con un valor de aceleración de gravedad "g" del separador gravitacional. Esto es una medida importante del comportamiento que se obtiene con los ciclones por encima de los separadores gravitacionales. La teoría ciclónica es una de las innovaciones más recientes, para la utilización de los separadores de hidrocarburos. La innovación está relacionada con el uso de las fuerzas centrífugas para separar los fluidos que

entran, como alimentación, al recipiente. En la figura 32 y 33 se presenta un separador tipo ciclónico, muy utilizado en la industria de los hidrocarburos, específicamente en los procesos de separación gas- petróleo o gas- petróleo- agua, lo que indica que estos separadores se pueden utilizar en procesos bifásicos o trifásicos, en ambos casos con un alto grado de eficiencia.

En la figura 33 se observan los principales accesorios del separador ciclónico, como es por ejemplo la entrada tangencial del fluido, que se hace para minimizar los problemas de erosión que puede causar el fluido que se va a separar, y donde, por la parte de arriba del separador sale el gas limpio. Se observa también el lugar donde se crea el vórtice, el cual crea succión y empuja el líquido reciclado hacia las paredes del tubo ciclónico.

Los separadores tipo ciclón hacen de la técnica del vórtice como función para lograr la separación de los fluidos petroleros. Para ello, los fabricantes del separador ciclónico construyeron un tubo (ciclón) capaz de hacer rotar la mezcla que llega al equipo para separar las fases gaseosa y líquida. Adicionalmente el gas que entra al tubo ciclónico, sigue rotando para despojarla de la película líquida remanente. Se entiende por vórtice, al remolino que se origina en un separador de fluidos petroleros, y que se genera por efecto de rotación de los fluidos



Ilustración 32.- Separadores Ciclónicos Utilizados en la Industria Petrolera.

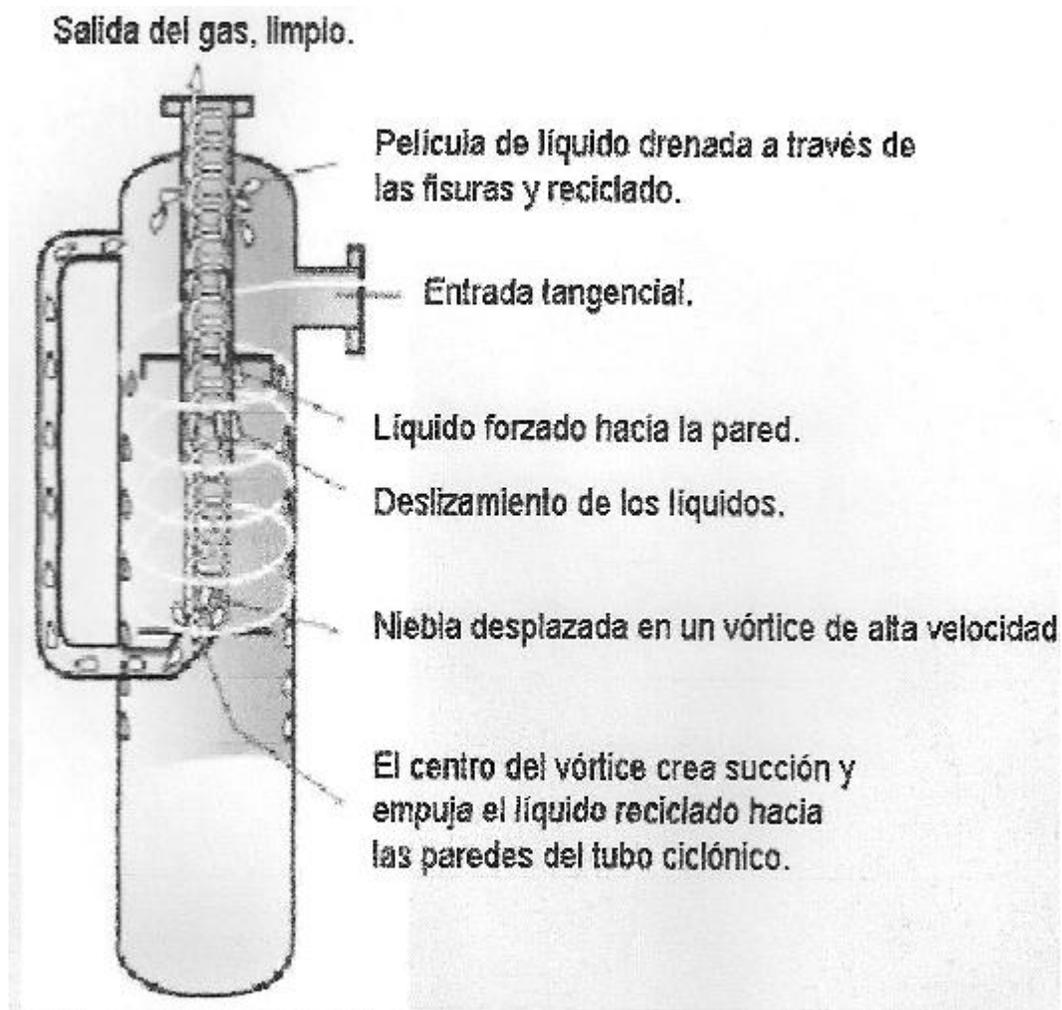


Ilustración 33.- Parte de Un Separador Ciclónico

El vórtice puede aparecer en forma espontánea, cuando se abre la válvula para descargar los líquidos o como consecuencia de una rotación inducida. Cuando aparece el vórtice, el separador deja de cumplir la función de separación de los componentes, en sus respectivas fases.

7.2 Funcionamiento de Un Separador Tipo Ciclónico.

Un separador ciclónico está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico, dotado de una entrada tangencial normalmente rectangular. Los separadores ciclónicos emplean la fuerza centrífuga como elemento primordial para el logro de la separación de las fases con la calidad deseada. Cuando el fluido ingresa al separador empieza a rotar, y la velocidad de entrada se multiplica varias veces a medida que aumentan las fuerzas centrífugas que producen la separación. Así el fluido se separa en sus diferentes fases, dando una respuesta más efectiva, en relación con lo que se obtiene con los separadores gravitacionales. La configuración

geométrica de un separador ciclónico utiliza las fuerzas centrífugas y las gravitacionales, para la separación de las fases, la velocidad de asentamiento de las gotas se incrementa en mayor grado haciéndose más efectiva la separación.

La base del estudio de los separadores ciclónicos es la creación de vórtices, por cuanto el separador se diseña haciendo que el fluido rote al entrar al mismo y siga girando cuando el gas se separa. El gas libre busca el orificio de salida por la parte superior de la unidad, mientras el líquido se mueve hacia el fondo del recipiente. Al introducir un remolino en la parte inferior del separador, el agua y la arena también se separan, proporcionando un modelo más eficiente que los separadores convencionales.

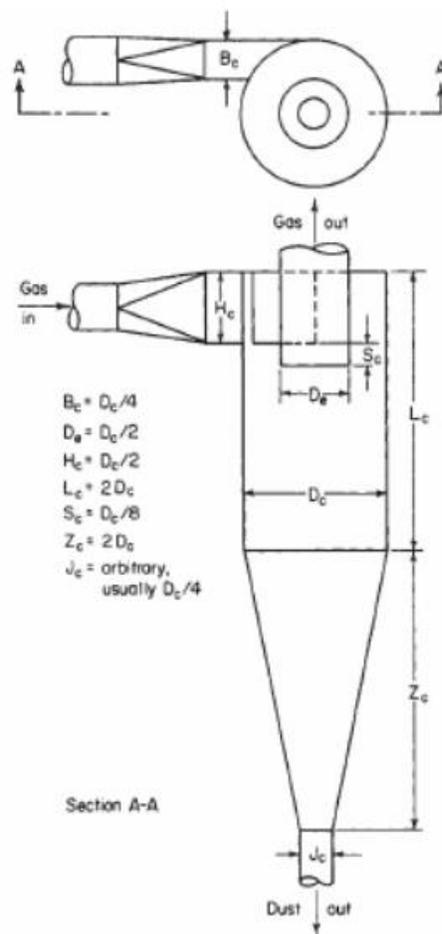


Ilustración 34.- Diagrama de interno de separación ciclónica.

Donde:

D_c : diámetro del ciclón

D_e : diámetro del conducto de salida del gas limpio, es la mitad del diámetro del ciclón

L_c : longitud del barril

Z_c : longitud del cono del ciclón

H_c : altura del conducto de entrada rectangular.

L_w : ancho del conducto de entrada tangencial

Jc : diámetro de la pierna del ciclón

El gas ingresa por el conducto de entrada del ciclón a una velocidad V_i (velocidad de entrada al ciclón). Este conducto se halla ubicado en forma tangencial al barril o cuerpo del ciclón. Entra al barril y comienza el movimiento en espiral descendente. El cambio de dirección genera un campo centrífugo equivalente a cientos de veces el campo gravitacional terrestre (cientos de g). Las partículas transportadas por el gas debido a su inercia, se mueven alejándose del centro de rotación o “eje del ciclón”, por acción de las líneas de fuerza del campo centrífugo, alcanzando las paredes internas del barril del ciclón, donde pierden cantidad de movimiento y se deslizan por la pared del barril hacia el cono y desde allí a la pierna del ciclón.

El gas en su movimiento descendente va despojándose de las partículas sólidas y al llegar a la base del cono, invierte el flujo, siguiendo una espiral ascendente ya libre prácticamente de partículas (“gas limpio”). El movimiento del gas en el interior del ciclón consiste en una trayectoria de doble hélice. Inicialmente realiza una espiral hacia abajo, acercándose gradualmente a la parte central del separador, y a continuación se eleva y lo abandona a través de una salida central situada en la parte superior. Esta doble espiral es la que se denomina flujo ciclónico. Las partículas más grandes y más densas son forzadas hacia las paredes del ciclón, dejándolas atrás.

Una vez que el gas penetra tangencialmente en el equipo, se distinguen dos zonas de características distintas de movimiento:

En la zona próxima a la entrada del gas y en aquella más exterior del cilindro predomina la velocidad tangencial, la velocidad radial es centrípeta y la axial de sentido descendente. La presión es relativamente alta.

En la zona más interior del cilindro, correspondiente al núcleo del ciclón y con un diámetro aproximadamente igual a 0,4 veces el del conducto de salida del gas, el flujo es altamente turbulento y la presión baja. Se da el predominio de la velocidad axial con sentido ascendente.

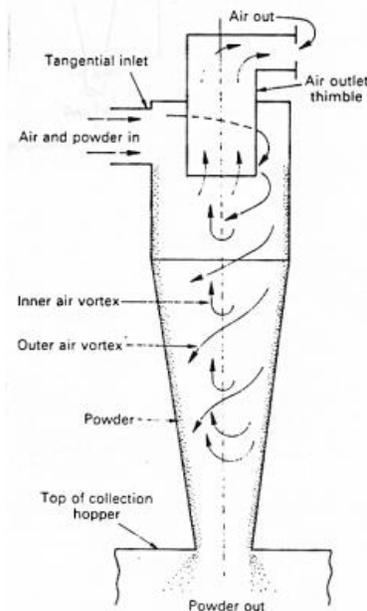


Ilustración 35.- Proceso de separación ciclónica.

El gas entra tangencialmente, la velocidad se reduce y se distribuye de tal manera que el componente tangencial de la velocidad aumenta, mientras disminuye el radio del ciclón cilíndrico. Esto, a su vez, incrementa la velocidad tangencial varias veces por encima de la velocidad de entrada a medida que el gas se mueve en espiral hacia la salida de líquido. El cambio en el vector velocidad que introduce la rotación es expresado como la aceleración centrífuga, la cual es igual al cuadrado de la velocidad angular

7.3 Características de la Separación Ciclónica.

El modelo de flujo seguido por el gas dentro de los ciclones es de un doble vórtice. Primero el gas realiza una espiral hacia abajo y por la zona exterior, para después ascender por la zona interior describiendo igualmente una hélice.

Las gotas de líquido, debido a su inercia, tienden a moverse hacia la periferia del separador ciclónico alejándose de la entrada de gas y recogándose en un colector situado en la base inferior de tipo cónica. Por lo tanto, cualquier partícula se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de rozamiento. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de la partícula, es por ello que las partículas de tamaño distinto tienden a girar en orbitas de radios distintos. En la figura 36 se presenta la acción del proceso descrito, se observa la entrada y salida del aire, la placa deflectora, lo mismo el movimiento centrífugo del aire, el espacio colector del condensado y la salida del condensado propiamente tal.

Para el buen funcionamiento del separador ciclónico es de vital importancia garantizar que la salida de las gotas de líquido, se realice con una cierta estanqueidad. Se debe de impedir que el gas penetre en el interior del ciclón provocando la dispersión del líquido ya separado. En la figura 37 se presenta un esquema de lo que debe de ocurrir en el separador ciclónico, para que se lleve a cabo el proceso descrito.

En la figura 37 se presenta el proceso que se lleva a cabo en el separador ciclónico, se observa la salida del gas por la parte de arriba del separador, la entrada del fluido conformado por gas y líquido, los niveles de operación, y por el fondo del separador deben de salir las impurezas sólidas en que caso que estén presentes en el proceso de separación gas - petróleo.

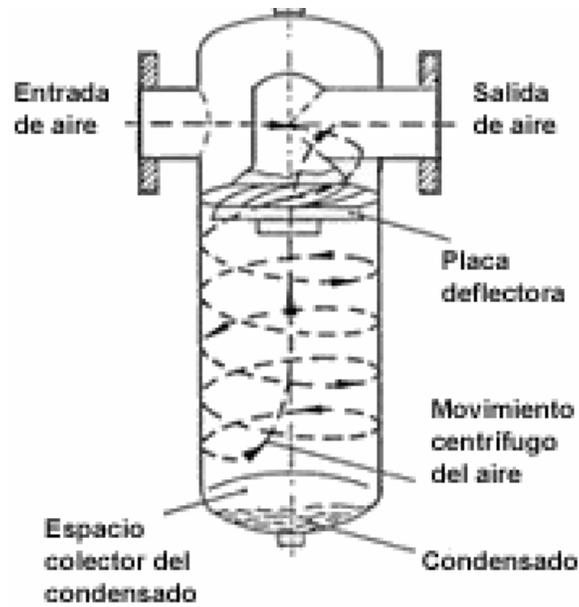


Ilustración 36.- proceso de Separación en un Separador Ciclónico

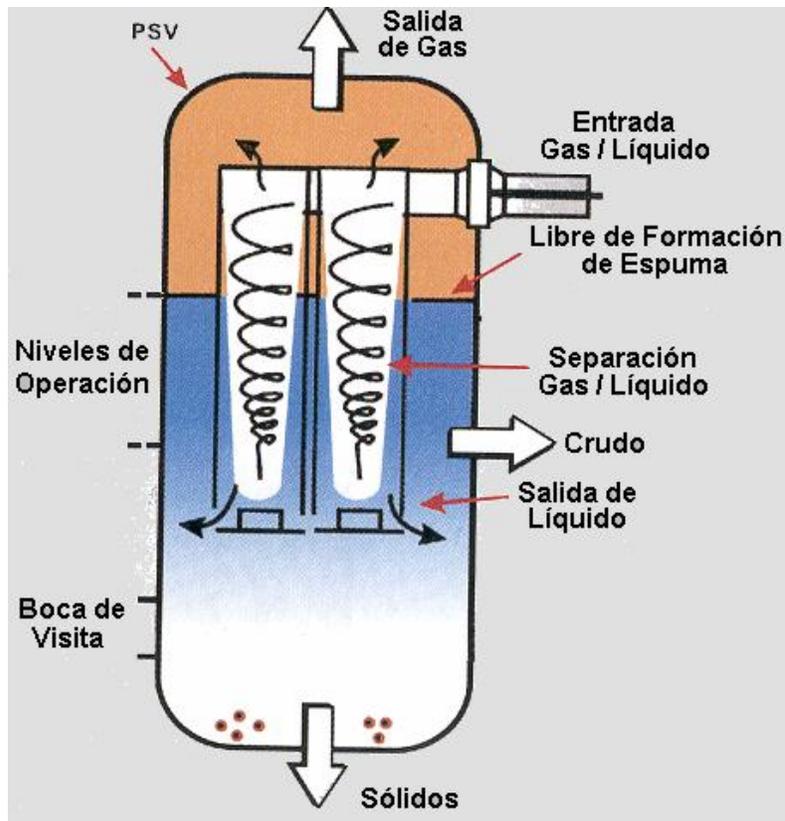


Ilustración 37.- Separación Gas- Aceite en un Separador Ciclónico

7.4 Fuerzas que Actúan en un Proceso de Separación Ciclónica.

En vista que la fuerza dirigida hacia el exterior que actúa sobre la partícula aumenta con la componente tangencial de la velocidad, y la fuerza dirigida hacia el interior aumenta con la componente radial, el separador ciclónico se debe de diseñar de manera que la velocidad tangencial sea lo más grande posible, mientras que la velocidad radial debe ser lo más pequeña posible. En la figura 38 se presenta la actuación de cada una de las fuerzas que actúan en el proceso de separación ciclónica.

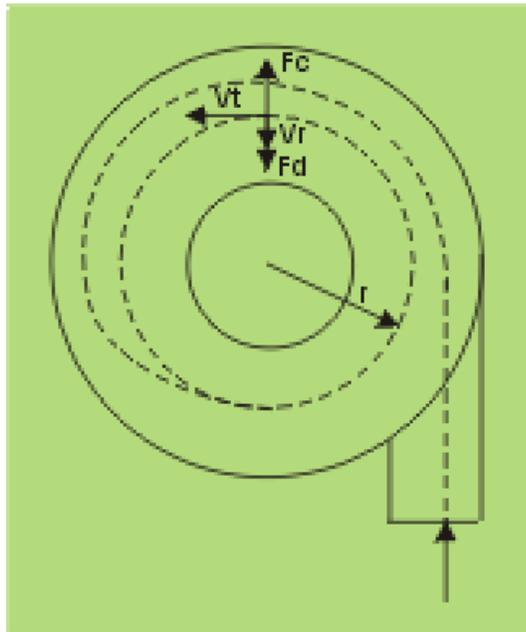


Ilustración 38.- Fuerzas que Actúan en el Proceso de Separación Ciclónica

En la figura 38, se tiene:

(F_c) : Fuerza Centrífuga;

(F_d) = Fuerza de Rozamiento;

(v_t) : Velocidad Tangencial;

(v_r) = velocidad Radial y

(r) = radio de la órbita

7.5 Trayectoria de la partícula.

Cualquier partícula se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de rozamiento. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de partícula, por esta razón las partículas de distinto tamaño tienden a girar en órbitas de radios distintos.

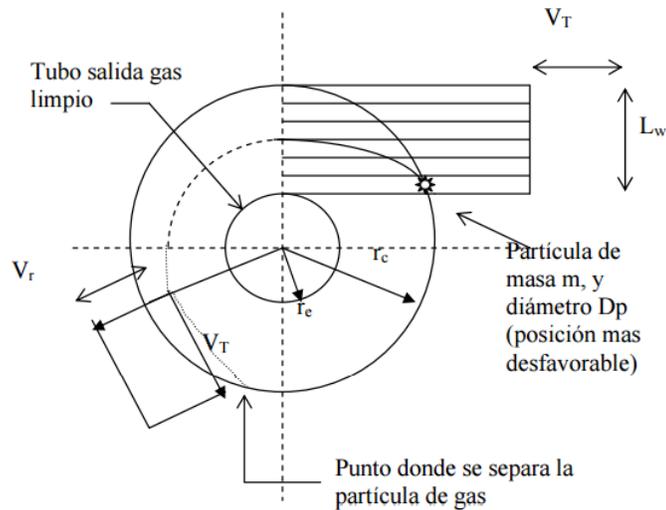


Ilustración 39.- Trayectoria de la partícula.

Donde:

V_T : velocidad de entrada del gas y las partículas de polvo, tangente a las líneas de flujo

V_r Velocidad de deriva de una partícula de polvo (dirección radial)

r_c radio del barril del ciclón

r_e : radio del tubo de salida del gas limpio

L_w : ancho del canal rectangular de entrada del gas sucio (ancho de la boca de entrada al ciclón).

7.6 Ventajas y desventajas del uso de la tecnología ciclónica.

Ventajas:

- bajo costo de inversión
- costo de mantenimiento bajo (no tiene partes móviles)
- permite la separación en condiciones drásticas de temperatura y presión.
- caída de presión constante.

- Puede ser construido de variados materiales (cerámica, aleaciones, aceros, hierro fundido, aluminio, plásticos)
- Puede separar tanto partículas sólidas como líquidas, a veces ambas la vez, dependiendo del diseño propio del ciclón.

Desventajas:

- Baja eficiencia para partículas de tamaño menor que el diámetro de corte, cuando operan en condiciones de bajas cargas de sólido.
- Usualmente caída de presión mayor que otros tipos de separadores (por ejemplo que el filtro de cartucho (bag))
- Sujeto a erosión o ensuciamiento, si los sólidos procesados son abrasivos.

Si lo que se quiere es aumentar la eficiencia de separación del ciclón se aconseja tomar alguna de las siguientes acciones:

- Reducir el diámetro del ciclón.
- Reducir el diámetro del conducto de salida del gas
- Reducir el ángulo del cono,
- Incrementar la longitud del cuerpo.

Si lo que se quiere es aumentar la capacidad del ciclón entonces:

- Incrementar el diámetro del ciclón,
- Reducir el diámetro del conducto de salida del gas
- Incrementar el diámetro de entrada
- Incrementar la longitud del cuerpo

El incremento de la caída de presión puede resultar en un incremento en la eficiencia de separación.

Una manera de mejorar la eficiencia de un ciclón, cuando por ejemplo se trabaja con partículas de tamaño menores de 10 μm , es colocar dos ciclones de manera secuencial, el primero de mayor tamaño, que puede separar partículas de gran tamaño y el segundo, para partículas de tamaño menor.

7.7 Diseño de separadores ciclónicos.

7.7.1 Conceptos básicos.

- **Colgamiento (H_L)**

El colgamiento se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de la sección aludida. Ésta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluye simultáneamente en la tubería. Generalmente, la velocidad con la que fluye el gas es diferente de la velocidad con la que fluye el líquido, lo que origina un resbalamiento entre las fases.

El resbalamiento es un término que se utiliza para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas de éste fenómeno son diversas. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que el gas, para el primer caso, y a mayor velocidad en el segundo caso.

- **Velocidades superficiales.**

Es la velocidad que tendría cualquiera de las fases si se ocupara toda la tubería. Se define por las siguientes expresiones:

$$V_{sl} = \frac{q_L}{A_p} = \frac{0.01191(q_o B_o + q_w B_w)}{d^2} \dots\dots\dots (Ec.21)$$

Donde V_{sl} es la velocidad superficial del líquido, q_o es el gasto de aceite, B_o es el factor de volumen del aceite, B_w es el factor de volumen del agua, y d es el diámetro interno de la tubería.

$$V_{sg} = \frac{q_g}{A_p} = \frac{0.002122 q_o (R - R_s) B_g}{d^2} \dots\dots\dots (Ec. 22)$$

Donde V_{sg} es la velocidad superficial del gas, q_o es el gasto de aceite, R es la relación gas-aceite, R_s es la relación de solubilidad, B_g es el factor de volumen del gas y d es el diámetro interno de la tubería.

$$v_m = \frac{q_L + q_g}{A_p} = v_{sL} + v_{sg} \dots\dots\dots(Ec. 23)$$

Donde A_p es el área de la sección transversal de la tubería.

- **Velocidad real**

Aplicando el concepto de colgamiento, se puede obtener la velocidad real correspondiente a cada fase:

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{q_L}{A_p H_L} = \frac{v_{sL}}{H_L} \dots\dots\dots(Ec. 24)$$

$$v_g = \frac{q_g}{A_p(1-H_L)} = \frac{v_{sg}}{1-H_L} \dots\dots\dots(Ec. 25)$$

Donde v_L y v_g son las velocidades reales del líquido y el gas respectivamente, y H_L es el colgamiento del líquido.

- **Coalescencia**

Es el fenómeno por medio del cual partículas líquidas de tamaño pequeño (que no se separan fácilmente por la acción de la gravedad), se unen entre sí para formar partículas de mayor tamaño, que sí pueden separarse posteriormente por asentamiento gravitatorio.

- **Momentum**

Alonso (1995), define el *momentum lineal* de una partícula como: “el producto de su masa por su velocidad. Esta es una cantidad vectorial y tiene la misma dirección que la velocidad. Es un concepto que combina dos elementos que caracterizan el estado dinámico de una partícula”.

- **Patrones de flujo.**

Al fluir dos fases simultáneamente, lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas presenta una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un tipo o patrón de flujo.

Los patrones de flujo se presentan tanto en tuberías horizontales como en tuberías verticales, a continuación se describen los patrones de flujo para tuberías horizontales y verticales.

a) Patrones de flujo en tuberías verticales.

Para el flujo ascendente del gas y el líquido en una tubería vertical, las fases se distribuyen en varias estructuras de flujo que como se ven en la ilustración 40 y se describen a continuación.

- **Flujo burbuja:** Las burbujas que se observan son numerosas ya que el gas se dispersa en forma de burbujas en la fase continua de líquido. Las burbujas varían mucho tanto en su tamaño como en su forma, pero por lo general son de forma esférica y son mucho más pequeñas que el diámetro de la tubería.
- **Flujo tapón:** Con el aumento de la fracción de gas, las burbujas se encuentran muy cerca unas de otras, lo que ocasiona que se unan, y formen burbujas más grandes, que tienen la misma dimensión que el diámetro de la tubería. Estas burbujas tienen una forma similar a la de una bala, y se conoce como burbuja de Taylor. Las burbujas de Taylor están separadas entre sí por tapones de líquido, los cuales pueden incluir pequeñas burbujas de gas. Las burbujas de Taylor, están rodeadas por una delgada película de líquido entre ellas y la pared de la tubería.
- **Flujo bache:** Con el aumento en la velocidad de flujo, la corriente se vuelve inestable con el fluido que viaja arriba y debajo de forma oscilatoria. La inestabilidad es resultado de la relativa igualdad de las fuerzas de gravedad y de corte actuando en direcciones opuestas sobre la película delgada del líquido de las burbujas de Taylor. De hecho este patrón de flujo es un régimen intermedio entre el patrón de flujo tipo tapón y el patrón de flujo anular. En tuberías con diámetros pequeños, el flujo bache puede que no se forme y todo el flujo pasa directamente de flujo tapón a flujo anular.

- **Flujo anular:** El flujo anular se presenta cuando la fase gaseosa es continua y la mayor parte del líquido se introduce en ésta en forma de gotas. La pared de la tubería está cubierta por una película de líquido y la fase gaseosa controla la caída de presión.
- **Flujo anular-niebla:** A grandes gastos de gas, todo el líquido entra en forma de pequeñas gotas en la fase continua de gas. Las gotas en el flujo niebla son a menudo demasiado pequeñas para ser vistas sin una luz especial.

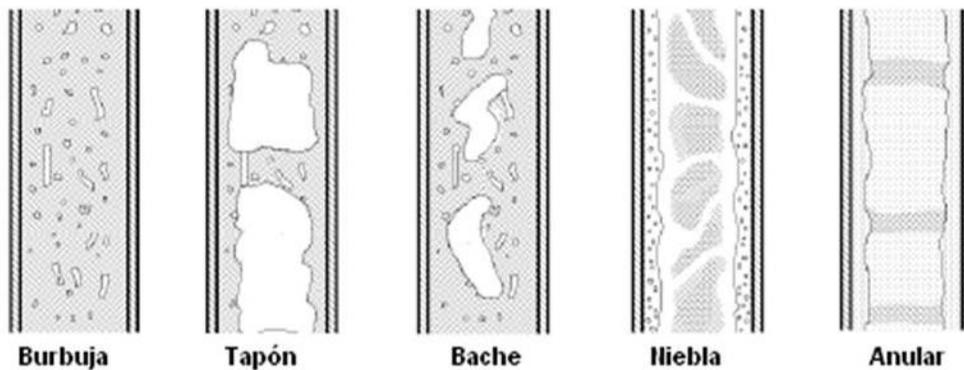


Ilustración 40.- Patrones de flujo en tuberías verticales

- **Patrones de flujo en tuberías horizontales.**

Los patrones de flujo en tuberías horizontales son similares a los flujos verticales, pero la distribución del líquido es influida por la gravedad que actúa para estratificar el líquido en la parte inferior de la tubería y en gas en la cima. Los patrones de flujo en tuberías verticales se muestran en la ilustración 41 y se definen de la siguiente manera:

- **Flujo burbuja:** El flujo burbuja se caracteriza por contener pequeñas burbujas de gas flotando en la parte superior del flujo de líquido por ser la fase de menor densidad.
- **Flujo tapón:** El flujo tapón se presenta cuando el gasto de gas aumenta y las burbujas de líquido coalescen para formar burbujas mas grandes (siempre en la parte superior de la tubería), separadas por un tapón de líquido.

- **Flujo bache:** Se presenta en el momento en el momento en que las burbujas grandes y alargadas van formando una fase casi continua de gas, interrumpida por baches de líquido.
- **Flujo estratificado:** Es sencillo de observar ya que se separan las fases y el gas se presenta en la parte superior de la tubería, mientras que el líquido corre en la parte inferior de la tubería.
- **Flujo ondulado:** Se caracteriza por la aparición de una especie de olas en la interfaz del líquido por el efecto de la velocidad del gas.
- **Flujo anular:** Se presenta cuando la fase gaseosa es continua y forma una especie de tubo interno concéntrico a la tubería y a su alrededor fluye el líquido pegado a las paredes de la misma.
- **Flujo niebla:** Se presenta cuando en la fase continua de gas tiene pequeñas gotas de líquido suspendidas uniformemente.

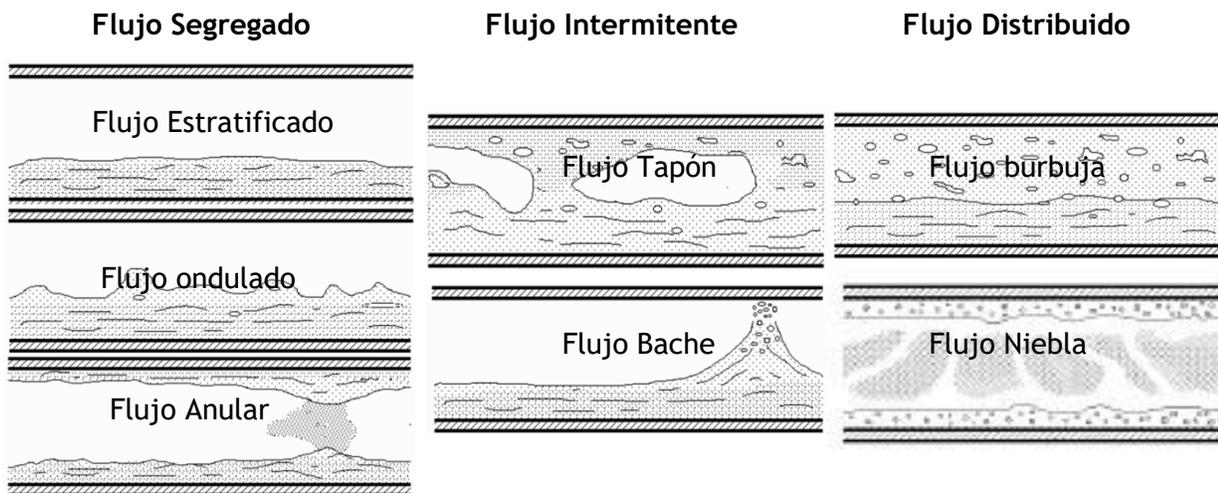


Ilustración 41.- Patrones de flujo para tubería horizontal

7.7.2 Fenómenos considerados en el diseño de separadores ciclónicos.

Los problemas asociados con el uso del separador ciclónico de gas-líquido, se atribuyen a dos fenómenos físicos conocidos como arrastre de líquidos y arrastre de gas. Otro fenómeno que se presenta en el separador es el colgamiento de líquido en el cero neto (ZNLFH, por sus siglas en inglés) que es necesario para predecir el arrastre de líquidos.

- **Arrastre de líquidos.**

El arrastre de líquidos, conocido también por su nombre en inglés “*carryover*” está definido como la dispersión fina o neblina de líquido que empieza a ser arrastrada hacia el nivel superior. Esto es causado por una excesiva velocidad del gas (ilustración 42).

El arrastre de líquidos ocurre cuando partículas de líquido escapan con el gas en la salida, y puede ser un indicador del alto nivel de líquido, daño en los dispositivos internos del recipiente, espumas, diseño incorrecto, taponamiento en la salida.

Las tres causas principales que nos provocan el arrastre de líquidos en la parte superior del separador son:

- La incapacidad del separador para manejar la cantidad de líquido que se introduce, situación que sobrepasará el nivel del líquido permitido y en consecuencia el tiempo de residencia del gas será insuficiente para separarse del líquido, quedando éste último atrapado en la corriente de salida del gas y fluyendo hacia la parte superior del separador.
- Cuando el gasto de alimentación es mayor al calculado como valor de diseño, aumentará la velocidad del gas dentro del separador y generará el arrastre de líquido, hacia la cima de éste.
- El aumento de la velocidad del gas también puede ser una consecuencia de un aumento en la presión de operación (manteniendo constante el gasto de diseño), lo que producirá el arrastre de líquido en la corriente de gas.

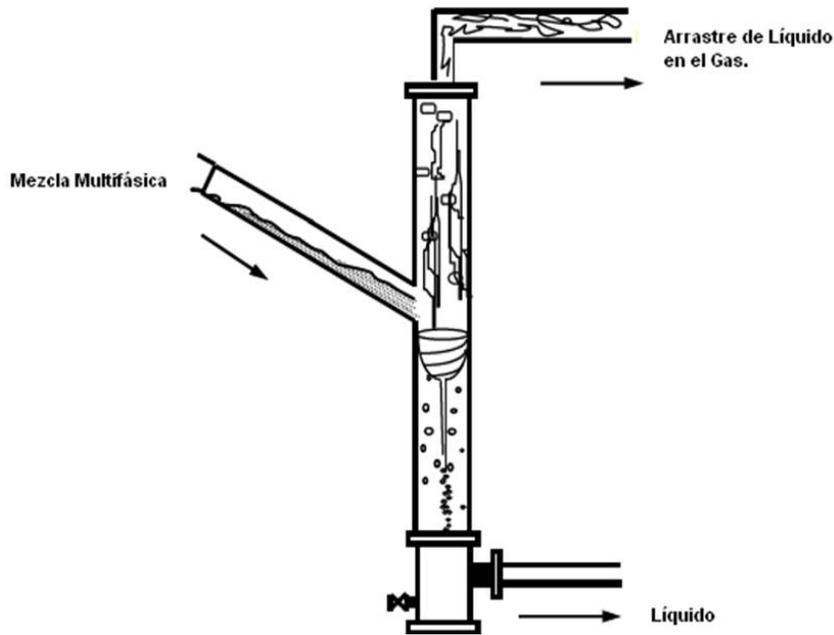


Ilustración 42.- Fenómeno del arrastre de líquidos

Este fenómeno se puede apreciar al graficar ya sea el gasto de líquido contra el gasto de gas, o graficando la velocidad superficial del líquido contra la velocidad superficial del gas, y a ésta se le conoce con el nombre de área de operación y se muestra a en la ilustración 43.

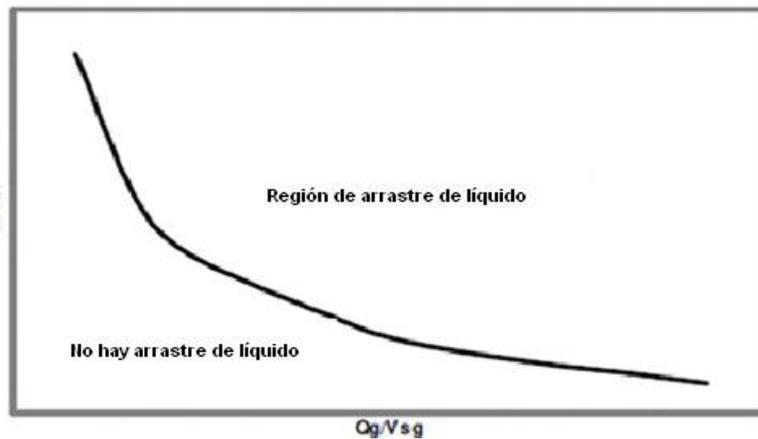


Ilustración 43.- Área de operación para el arrastre de líquidos

En la grafica, la línea nos muestra el comportamiento del arrastre de líquidos en la corriente de gas, donde por debajo de esta no hay arrastre de líquidos; sin embargo por arriba de ésta, éste fenómeno se hace presente. Los factores que intervienen para que se genere el arrastre de líquidos comúnmente son: la presión de operación, el nivel de líquido, viscosidad del fluido y la formación de emulsiones.

- **Arrastre de gas.**

El arrastre de gas en la salida del líquido “carryunder” por sus siglas en inglés, ocurre cuando burbujas de gas escapan con la fase líquida recolectada en el fondo. La geometría tangencial de la entrada de separación y la velocidad del fluido en el separador crea un vórtice en la parte inferior del separador, las burbujas de gas se mueven radialmente hacia adentro formando un filamento de burbuja de gas ilustración 44. El fenómeno del arrastre de gas se ve afectada por varios factores que incluyen la longitud del segmento más bajo, la dimensión de la entrada del separador, patrón de flujo en la sección de entrada, y la magnitud de la fuerza creada por la separación.

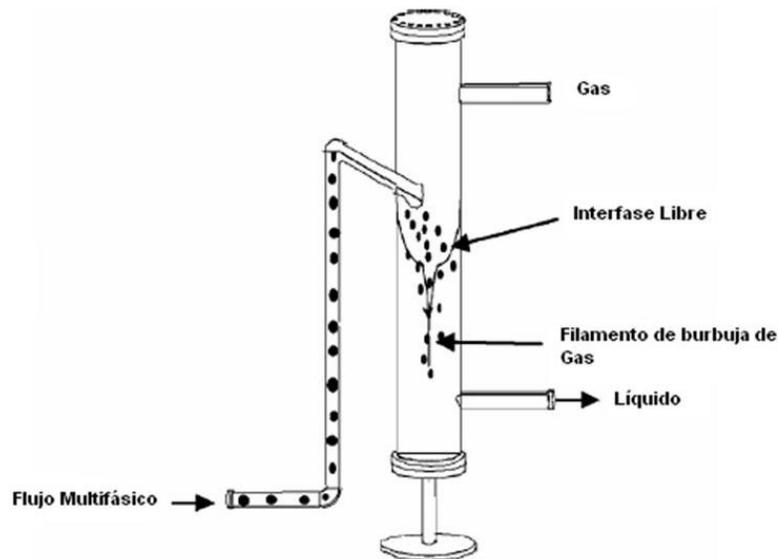


Ilustración 44.- Fenómeno del arrastre de gas

- **Nivel de equilibrio líquido.**

El nivel de equilibrio líquido es un rango del posible movimiento del nivel de líquido dentro del separador y el área de operación para mantener la eficiencia de separación. El nivel de equilibrio líquido se determina por el balance de presiones en las secciones de salida del líquido y el gas, y se obtiene utilizando un indicador de nivel de líquido (indicador visual).

- **Flujo de líquido en el neto cero.**

Una de las características esenciales en el funcionamiento del separador ciclónico es el flujo de líquido en el neto cero. El flujo de líquido en el neto cero es el máximo gasto de gas que puede tolerar el separador antes de la aparición del arrastre de líquidos. Este fenómeno se produce siempre que el nivel de equilibrio líquido se encuentra por encima de la entrada. El flujo de líquido en el neto cero se ve afectado por varios factores tales como el diseño del separador, el patrón de flujo en el separador y las propiedades de la mezcla.

La relación entre el volumen de líquido in situ y el volumen en la parte superior de la tubería del separador se conoce como el colgamiento de líquido neto cero. Una estimación adecuada del colgamiento de líquido en el cero neto es importante para definir el área de operación del arrastre de líquidos para separadores compactos. También, es necesario conocer el colgamiento de líquido para determinar la densidad de la mezcla, la viscosidad y las velocidades de líquido y gas.

7.8 Modelado del separador ciclónico.

En este apartado se aborda el modelo matemático del separador cilíndrico ciclónico que fue desarrollado por Kouba. El presente modelo es capaz de predecir el comportamiento del flujo hidrodinámico del separador ciclónico. El modelo busca predecir (1) el nivel de equilibrio líquido, (2) la interfase gas-líquido, (3) el colgamiento de líquido neto, (4) el inicio del arrastre de líquido (5) el área de operación para el arrastre de líquido, (6) la trayectoria de la burbuja. La nomenclatura del sistema para el modelo mecanicista se muestra en la ilustración 45.

7.8.1 Nivel de equilibrio líquido.

La distribución de las fases gas y líquido en el separador ciclónico de gas líquido es compleja debido a la formación del vórtice, el cual provoca el arrastre de gas que se presenta en la fase líquida en la parte inferior del separador ciclónico de gas líquido, por otra parte el líquido es arrastrado en la parte superior del separador ciclónico. El nivel de equilibrio líquido simplemente corresponde a la caída de presión en el separador, el cual es medido por el indicador visual. Debido a que las pérdidas por fricción en el separador son bajas, el nivel de equilibrio líquido indica la cantidad de líquido contenida en el separador ciclónico de gas líquido.

El nivel de equilibrio líquido se determina a través de un simple balance de presión entre, la presión de entrada (P1) y la presión de salida (P2) del separador, para la fase de gas y la fase líquida.

Este modelo es simple ya que deja de lado la interacción entre las fases. Las caídas de presión en la fase gaseosa y líquida pueden ser calculadas por:

$$\Delta p_l = \rho_l g(Ll_1 - Ll_3) + \rho_g g(L_{in1} - Ll_1) - \left(\theta + \frac{fL_1 Ll_1 \rho_{lv1}^2}{D_1} \right) \dots \dots \dots (Ec.26)$$

y

$$\Delta p_g = \rho_g g(Ll_1 - Ll_3) - \theta_3 \dots \dots \dots (Ec. 27)$$

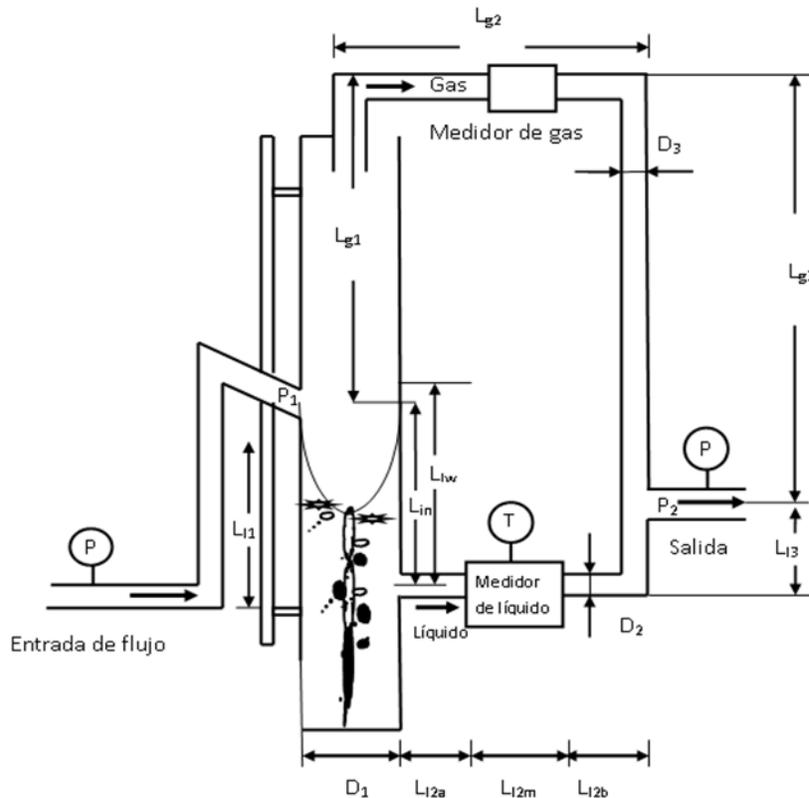


Ilustración 45.- Ciclo del separador cilíndrico ciclónico para el modelo mecanicista

Donde ρ_l es la densidad del líquido, g es la gravedad, Ll3 es la distancia de la salida del líquido a la salida de la recombinación, ρ_g es la densidad del gas, Ll1 es la longitud del líquido, D1 es el

diámetro del cuerpo del separador, θ_l y θ_g son las pérdidas de presión por fricción en las secciones de líquido y gas las cuales están dadas como:

$$\theta_l = \frac{\rho_l}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_i L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^m K_i v_i^2 \right) \dots\dots\dots (Ec.28)$$

$$\theta_g = \frac{\rho_g}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_i L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^m K_i v_i^2 \right) \dots\dots\dots (Ec.29)$$

El primer término que aparece dentro de los paréntesis de las ecuaciones 28 y 29 representa la pérdida de presión en diferentes segmentos de la tubería, mientras que el segundo término entre los paréntesis corresponde a las pérdidas en los accesorios de la tubería.

Igualando las caídas de presión a lo largo de las secciones de gas y líquido se puede obtener de manera explícita para el nivel de equilibrio líquido de la siguiente forma:

$$LL_1 = \frac{(\theta_l - \theta_g) + \rho_l g L L_3 - \rho_g g (L_{in} + L_{g1} - L_{g3})}{g(\rho_l - \rho_g) - \left(\frac{\rho_l v_{l1}^2 f_{l1}}{2D_1} \right)} \dots\dots\dots (Ec. 30)$$

7.8.2 Interfase gas-líquido.

El modelo físico para determinar la interfase gas-líquido está dada por la figura 46. La suposición principal es que sabemos que el flujo entra de manera tangencial al separador ciclónico generando esto una fuerza de vórtice.

Las fuerzas que ocurren cuando se genera el vórtice fue sustentado por las mediciones experimentales de Millington and Thew. El modelo está basado esencialmente en un balance de presiones entre los puntos del 1 al 4. Las diferencias de presión entre los puntos del 1 al 2 y del 3 al 4 son debido a la presión hidrostática que se presenta en las fases de líquido y gas. Ningún cambio de presión es supuesto entre los puntos del 1 al 4. Para cerrar el ciclo de presión, se necesita un cambio de presión entre los puntos 1 y 2. La diferencia de presiones es debida a la acción de la fuerza centrífuga actuando en la mezcla de dos fases y se puede calcular de la siguiente manera:

La distribución de la velocidad tangencial para un flujo de vórtice esta dado por:

$$v_t(r) = v_{tis} \left(\frac{r}{R_s} \right)^2 \dots\dots\dots (Ec. 31)$$

Donde $n=1$ para fuerzas de vórtice con rotación de cuerpos sólidos, $n=-1$ para un vórtice libre, y $-1 < n < 1$ para fuerzas de vórtice combinadas. En este estudio el exponente tangencial, n , es igual a 1.

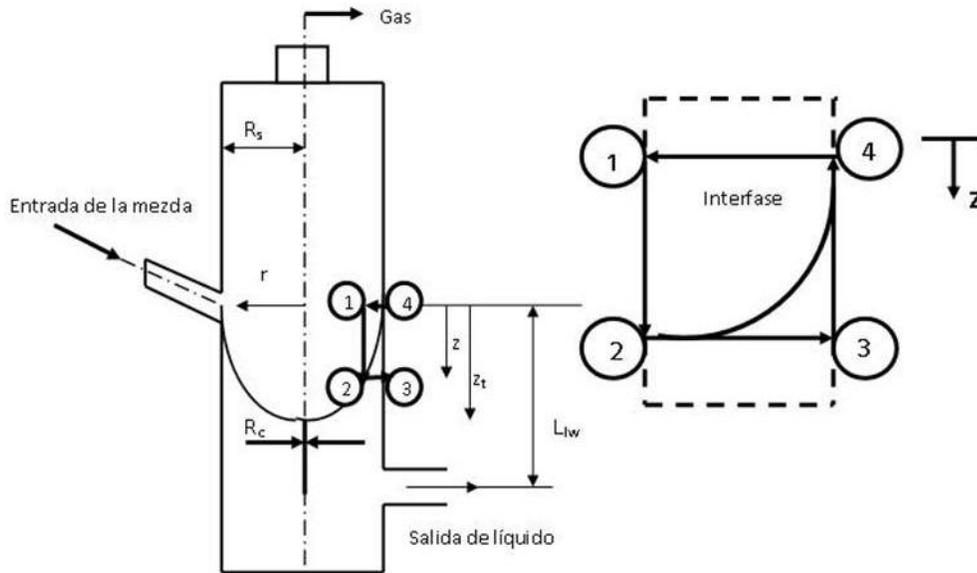


Ilustración 46.- Modelo de la interfase gas-líquido

La velocidad tangencial en la entrada de la ranura, v_{tis} se determina a partir de la velocidad del líquido en la sección de entrada inclinada con un ángulo de $\alpha=27^\circ$, de la siguiente manera:

$$v_{tis} = v_{lis} \left(\frac{A_{in}}{A_{is}} \right) \cos(\alpha) \dots\dots\dots (Ec. 32)$$

El modelo de Taitel y Dukler se utiliza para calcular la velocidad del líquido en la sección de inyección v_{lis} .

La diferencia de presión radial entre los puntos 2 y 3, debido a la fuerza centrífuga en cualquier posición axial está dada como:

$$\Delta p(r) = \int_r^{R_s} \frac{\rho_m [V_t(r)]^2}{r} dr \dots\dots\dots (Ec. 33)$$

El balance de presión total entre los puntos 1 y 4, donde se localiza la interfase axial y la posición radial, r busca obtener la siguiente ecuación:

$$Z(r) = \frac{\Delta p(r)}{g(\rho_l - \rho_g)} \dots\dots\dots (Ec. 34)$$

La localización de la interfase $Z(r)$ se puede utilizar para calcular el volumen total de líquido que es desplazado por el vórtice de gas en la parte central de éste y se obtiene de la siguiente manera:

$$V_g = \int_{R_c}^{R_s} 2\pi r z(r) dr + \frac{\pi}{4} D_c^2 (Ll_w - z_t) \dots\dots\dots (Ec.35)$$

Donde $z_t = z(R_c)$. El segundo término de la ecuación 35 es el volumen del filamento de burbuja de gas (centro del vórtice) que se extiende desde el fondo del vórtice de gas. El punto más alto de la fase líquida, donde se genera el contacto de la interfase de la pared del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (cima del vórtice), se puede calcular suponiendo el volumen total de gas que es sumergido dentro del volumen del líquido resultante para los cálculos del nivel de equilibrio líquido, como sigue:

$$Ll_w = Ll_1 + \frac{V_g}{A_s} \dots\dots\dots (Ec. 36)$$

7.8.3 Colgamiento de líquido neto cero.

El colgamiento de líquido neto cero, es un fenómeno ocurre en la parte de superior del separador ciclónico, antes del arrastre de líquido. Bajo estas condiciones se puede observar la presencia de las dos fases en la parte de arriba del separador, donde únicamente el gas se produce. Bajo estas condiciones, un ligero incremento en el gasto de gas ocasionará un arrastre de líquido.

El modelo del líquido en el cero neto combina la expresión de la burbuja de Taylor, y un nuevo modelo para un flujo tipo bala, para la predicción del colgamiento de líquido cero neto H_{lo} en la parte superior del separador ciclónico.

La burbuja de Taylor para flujo vertical se modifica para las condiciones del flujo de líquido en el cero neto, de donde $V_{sl} = 0$ y la velocidad del gas, es:

$$V_{go} = C_o v_{sg} + 0.35 \sqrt{g D_s \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l} \right)} \dots\dots\dots (Ec.37)$$

Donde C_o es el coeficiente de distribución de velocidad, v_{sg} es la velocidad superficial del gas, g es la gravedad, D_s es el diámetro de la tubería, ρ_l es la densidad del líquido y ρ_g es la densidad del gas. Basados en datos recopilados en este estudio, para presiones bajas, en un sistema de aire-agua, C_o es igual a 1.15. El colgamiento de líquido cero neto puede ser calculado de la siguiente manera:

$$Hl_o = \left[1 - \left(\frac{v_{sg}}{v_{go}} \right) \right] \left(1 - \frac{Ld}{Lg_1} \right) \dots\dots\dots (Ec.38)$$

Donde v_{sg} es la velocidad superficial del gas, v_{go} es la velocidad del gas, Lg_1 es la longitud del bache y las burbujas como se aprecia en la ilustración 47.

El patrón de flujo tipo bache ocurre en la parte alta del separador ciclónico, éste se presenta cuando el gasto de gas es bajo y el gasto de líquido es alto, debido a esto tiende a presentarse el arrastre de líquido.

Sin embargo, para el caso contrario, cuando el gasto de gas es alto y el gasto de líquido es bajo, a las condiciones del flujo de líquido cero neto, se presentan dos distintos patrones de flujo en la parte superior del separador ciclónico, como se muestra en la ilustración 47.

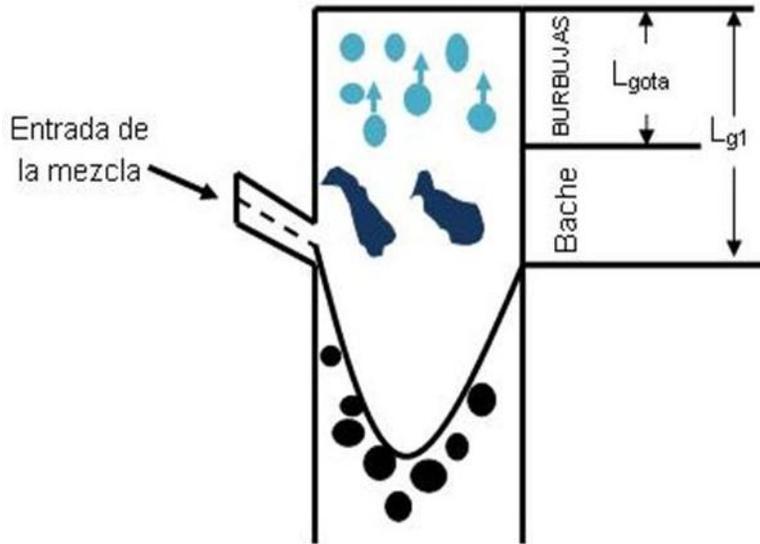


Ilustración 47.- Fenómeno del colgamiento de líquido en el cero neto que ocurre en la parte superior del separador cilíndrico ciclónico.

El patrón de flujo tipo bache se presenta sólo en la parte inferior, mientras que en la parte de arriba, el líquido se presenta principalmente en forma de gotas.

Al ascender las burbujas de gas, éstas estallan y forman pequeñas gotas líquido que son arrastradas hacia la parte de arriba del separador ciclónico. La distancia que recorra la gota va a depender de su tamaño, velocidad inicial y de la velocidad de gas. Así, para predecir el colgamiento de líquido cero neto sobre las dos regiones, es esencial predecir la longitud donde se generan las gotas (L_{gota}). Una vez logrado esto se utiliza un modelo balístico para determinar el comportamiento de la gota.

En éste análisis, las gotas de líquido son tratadas como si tuvieran forma esférica. La altura a la cual las gotas pueden llegar va a depender de la velocidad inicial de las gotas y se determina por medio de la velocidad del gas y el colgamiento. Otros parámetros son el tamaño de la gota y las propiedades físicas de ésta. El modelo considera las fuerzas de arrastre y gravedad actuando sobre la gota y determina la máxima altura (L_{gota}) que ésta pueden alcanzar antes de caer debido a la gravedad. La cual se deriva de la siguiente forma:

La resultante de la fuerza de la partícula se debe a la fuerza de arrastre y a la fuerza de gravedad.

$$F_p = F_D + F_g \dots\dots\dots (Ec. 39)$$

Donde: F_p = Fuerza de la partícula.

F_D = Fuerza de arrastre.

F_g = Fuerza de la gravedad.

La fuerza de arrastre es descrita como:

$$F_D = \frac{C_d \rho_g A_p (v_g - v_p)^2}{2} \dots\dots\dots (Ec. 40)$$

Donde A_p es el área de la sección transversal de la partícula

$$A_p = \pi R_p^2 \dots\dots\dots (Ec. 41)$$

La fuerza debido a la gravedad es:

$$F_g = -\rho_l V_p g \dots\dots\dots (Ec. 42)$$

Donde V_p es el volumen de la partícula calculado de la siguiente manera:

$$V_p = \frac{4}{3} \pi R_p^3 \dots\dots\dots (Ec. 43)$$

La fuerza de la partícula es calculada como:

$$F_p = \rho_l V_p a \dots\dots\dots (Ec. 44)$$

Donde a es la aceleración de la partícula.

$$a = \frac{dv_p}{dt} = \frac{v_p dv_p}{dz} \dots\dots\dots (Ec. 45)$$

Sustituyendo en la ecuación 39 las ecuaciones 40, 42 y 44 la ecuación que nos describe el movimiento resulta:

$$\rho_l V_p a = \frac{C_d \rho_g A_p (v_g - v_p)^2}{2} - \rho_l V_p g \quad \dots\dots\dots(\text{Ec. 46})$$

Por lo tanto sustituyendo las ecuaciones 41, 43 y 45 en la ecuación 46 tenemos que:

$$\rho_l \left(\frac{4}{3} \pi R_p^3 \right) \left(\frac{v_p dv_p}{dz} \right) = \frac{C_d \rho_g (\pi r_p^2) (v_g - v_p)^2}{2} - \rho_l \left(\frac{4}{3} \pi R_p^3 \right) g \quad \dots\dots\dots(\text{Ec. 47})$$

Simplificando la ecuación 47

$$\left(\frac{v_p dv_p}{dz} \right) = \frac{3 C_d \rho_g (v_g - v_p)^2}{8 \rho_l R_p v_p} - \frac{3g}{v_p} \quad \dots\dots\dots(\text{Ec. 48})$$

El radio de partícula es determinado con el número de weber tomando los siguientes criterios:

$$W_e = \frac{\rho_g v_g^2 D_p}{\sigma g_c} = 8 \quad \dots\dots\dots(\text{Ec.49})$$

Éste número de weber ha sido determinado experimentalmente para la formación de una pequeña gota en éste estudio. Resolviendo la ecuación 49 para el radio de ésta partícula:

$$R_p = \frac{D_p}{2} = \frac{4 \sigma g_c}{\rho_g v_g^2} \quad \dots\dots\dots(\text{Ec.50})$$

Sustituyendo R_p en la ecuación 50 y resolviendo para $\frac{dv_p}{dz}$ en la ecuación 48 obtenemos:

$$\frac{v_p dv_p}{dz} = \left[C_d (\rho_g v_g)^2 \frac{3}{32 \rho_l \sigma g_c} \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} \right] - \frac{g}{v_p} \quad \dots\dots\dots(\text{Ec. 51})$$

Donde: $C_2 = C_d (\rho_g v_g)^2 \frac{3}{32 \rho_l \sigma g_c} \dots\dots\dots(\text{Ec. 52})$

Por lo tanto: $dv_p = \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] dz \quad \dots\dots\dots(\text{Ec. 53})$

Asumiendo que para pequeños incrementos de Δz ,

$$v_{p(1+i)} = v_{p(i)} + \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] \Delta Z \dots\dots\dots (Ec. 54)$$

Además, si $\frac{dv_p}{dz}$ es aproximadamente constante tenemos que:

$$v_{p(1+i)} = v_{p(0)} + \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] \Delta Z \dots\dots\dots (Ec. 55)$$

Asumiendo que la velocidad inicial, $v_{p(0)} = \frac{v_{sg}}{H_g}$

$$v_{p(z)} = \frac{v_{sg}}{H_g} + \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] \Delta Z \dots\dots\dots (Ec. 56)$$

La ecuación anterior puede resolverse para cuando la longitud de la burbuja es constante.

Suponiendo que la velocidad de la partícula es igual a cero:

$$v_p = \frac{v_{p(0)}}{C_1} = \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \dots\dots\dots (Ec. 57)$$

Sustituyendo la velocidad de la partícula en la ecuación 56 tenemos que:

$$v_{p(z)} = \frac{v_{sg}}{H_g} + \left[C_2 \frac{\left(v_g - \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \right)^2}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} - \frac{g}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} \right] \Delta Z \dots\dots\dots (Ec. 58)$$

Ahora obtenemos la longitud de la gota

$$L_{gota} = \frac{\frac{v_{sg}}{H_g}}{\left[-C_2 \frac{\left(v_g - \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \right)^2}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} + \frac{g}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} \right]} \dots\dots\dots (Ec. 59)$$

Desarrollando la ecuación 59 y simplificando obtenemos:

$$L_{gota} = \frac{\frac{v_{sg}}{H_g}}{\left[-C_2 v_{sg} \left(C_1 H_g^{-2} + \frac{1}{C_1 H_g}\right) + \frac{C_1 H_g g}{v_{sg}}\right]} \dots\dots\dots (Ec. 60)$$

Dividimos por la velocidad superficial del gas (vsg) la ecuación 60 y obtenemos:

$$L_{gota} = \frac{\frac{1}{H_g}}{\left[\frac{C_1 H_g g}{v_{sg}^2} - 2C_2 \left(C_1 H_g^{-2} + \frac{1}{C_1 H_g}\right)\right]} \dots\dots\dots (Ec. 61)$$

Finalmente, la longitud de la gota se calcula como sigue:

$$L_{gota} = \frac{1/H_g}{\frac{C_1 H_g g c}{v_{sg}^2} - C_2 \left(C_1 H_g^{-2} + \frac{1}{C_1 H_g}\right)} \dots\dots\dots (Ec. 62)$$

Donde:

$$C_1 = \frac{v_{gota(0)}}{v_{gota}} \approx 2 \dots\dots\dots (Ec. 63)$$

La $v_{gota(0)}$ es la velocidad inicial de la gota, y v_{gota} es la velocidad media ponderada de la gota sobre su trayectoria ascendente, como sigue:

$$v_{gota} = \frac{v_{gota(0)}}{C_1} \approx \frac{v_g}{C_1} \approx \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \dots\dots\dots (Ec. 64)$$

La velocidad inicial de la gota se supone aproximadamente igual a la velocidad del gas. Un valor de $C_1=2$ implica que la velocidad promedio de la gota es la mitad de la v_{gota} velocidad inicial. Esto se espera para una gota que desacelera linealmente con una distancia de H_g acero. El coeficiente C_2 se calcula como sigue:

$$C_2 = C_d (\rho_g v_g)^2 \frac{3}{32 \rho_l \sigma g c} \dots\dots\dots (Ec. 65)$$

El parámetro C_2 se deriva de la expresión de la fuerza de arrastre e incorpora un número crítico de Weber, $We=8$, para determinar el tamaño de la gota. Una aproximación razonable en la región de la gota es que $H_g=1$.

7.8.4 Área de operación del arrastre de líquidos.

El conocimiento del área de operación para el arrastre de líquido es esencial para la predicción de este fenómeno. Al separarse, la fase de líquido que es arrastrada, el separador ciclónico tiende a trabajar de una manera más eficiente. El orden para predecir el área de operación, se deben tener en cuenta las siguientes cuestiones:

1. ¿Cuánto líquido se presenta en el separador ciclónico?
2. ¿Cómo se distribuye la fase líquida?
3. ¿Cuánto líquido puede tolerar el separador ciclónico en la parte superior antes de que inicie el arrastre de líquidos?

Las preguntas de la 1 a la 3 se enfocan a sub-modelos presentados anteriormente, llamados: nivel de equilibrio líquido, la interfase gas-líquido y los modelos del flujo de líquido neto respectivamente. Estos sub-modelos se combinaron para la predicción del área de operación. El procedimiento que se presenta a continuación representa una modificación y mejora el procedimiento previamente propuesto.

1. El procedimiento es el siguiente.
2. Elegir una velocidad superficial del gas.
3. Calcular la máxima altura de la gota utilizando la ecuación (62).
4. Determinar el máximo colgamiento de líquido neto que puede ser tolerado en la región del patrón de flujo tipo bache en la parte superior del separador ciclónico, por arriba de la entrada de la mezcla, utilizando la ecuación (38).
5. Determinar la densidad de la mezcla bifásica en ésta región como:

$$\rho_{m0} = \rho_l H_{l0} + \rho_g (1 - H_{l0}) \dots\dots\dots(Ec. 66)$$

6. Determinar la caída de presión a la salida del gas, por gravedad y fricción en la parte superior del separador ciclónico, puede incluir el efecto de la presencia de la fase líquida a las condiciones del flujo neto, como sigue:

$$\Delta P'_{gl} = -\frac{f_{go} \rho_g v_{go}^2 (L_{gl} - L_d)}{2D_{go}} - \rho_{m0} g (L_{g1} - L_{gota}) - \rho_g g L_{gota} \dots\dots\dots(Ec. 67)$$

7. Suponer una velocidad superficial del líquido (v_{sl}).
8. Utilizando el modelo de la interfase gas-líquido determinar el volumen de líquido desplazado por la corriente de gas, utilizando las ecuaciones de la (31) a la (36).

9. Otra relación que es necesario mencionar es la parte superior del vórtice. Suponiendo que a las condiciones de arrastre de líquido, ésta parte es el punto medio del separador ciclónico a la entrada de la mezcla, donde éste se determina de la siguiente manera:

$$L_{lw} = L_{in} + \frac{D_{in}}{2}, \text{ donde } L_{l1} \text{ se determina con la ecuación (36).}$$

$$L_{l1} \left(L_{in} + \frac{D_{in}}{2} \right) - \frac{V_g}{A_s} \dots\dots\dots(\text{Ec. 68})$$

Donde D_{in} es el diámetro de la tubería de entrada. La justificación para esta suposición es que la cima del vórtice está por arriba de la entrada de la mezcla, que proporciona una fuente de líquido para poder acarrear el gas. Cuando la presión aumenta por encima de la entrada, la interfase del gas es empujada hacia abajo. El flujo ascendente de gas se convierte en líquido conforme la cima del vórtice se mueve hacia la parte baja del separador ciclónico.

10. Determinar las caídas de presión a la salida de la válvula del líquido.

$$\Delta P'_l = \rho_l g (L_{eq} - Ll_3) + \rho_g g (L_{in} - L_{eq}) - \phi'_l \dots\dots\dots(\text{Ec. 69})$$

Donde:

$$\theta'_l = \frac{\rho_l}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_i L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^n K_i v_i^2 \right)_t \dots\dots\dots(\text{Ec. 70})$$

11. Las caídas de presión en las válvulas de gas y líquido deben ser las mismas; donde la convergencia se define como:

$$\Delta P'_l - \Delta P'_g < \text{Tolerancia} \dots\dots\dots(\text{Ec. 71})$$

12. Repetir los pasos del 6 al 11 con un nuevo valor de v_{sl} hasta alcanzar la convergencia. En éste estudio el método de la bisección se utilizó para lograr la solución. Cada par de valores v_{sl} y v_{sg} son graficados para obtener su comportamiento.

13. Repetir el procedimiento para diferentes valores de velocidades superficiales del gas v_{sg} para obtener la gráfica de comportamiento.

7.8.5 Inicio del arrastre de líquido en el patrón tipo anular.

Al inicio del arrastre de líquido, el comienzo del patrón de flujo tipo anular representa el límite teórico de la capacidad del gas para el rendimiento del separador ciclónico. El inicio de la región del patrón flujo niebla es relativamente pequeño para una sola etapa del separador ciclónico. Sin embargo, se vuelve muy importante para una segunda etapa del separador ciclónico. En éste estudio, el criterio para el inicio del arrastre de líquidos para flujo anular se usa para determinar el diámetro del separador interno ciclónico (ilustración 48).

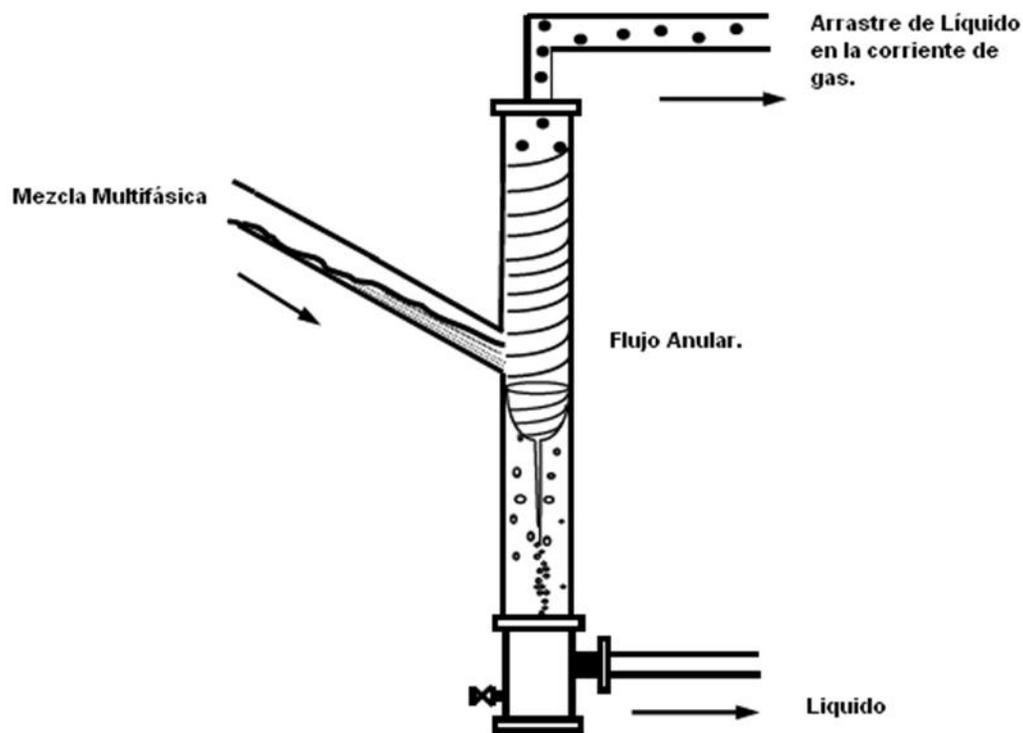


Ilustración 48.- Arrastre de líquidos por el patrón de flujo anular-niebla

Como se observa en ilustración 48, al entrar la mezcla multifásica del patrón de flujo anular-niebla, las gotas finas son atomizadas dentro de la corriente de gas y son arrastradas a la parte superior del separador, dentro de la válvula de gas. El criterio propuesto para el inicio del arrastre de líquido está basado en el modelo sugerido por **Taitel** para la predicción de la transición del flujo anular en tuberías verticales, como sigue:

$$v_{a-m} = 0.6809 \left(\sigma W_g \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g^2} \right)^{0.25} \dots\dots\dots (Ec. 72)$$

Donde σ esta en dinas/cm, $\rho_l y \rho_g$ esta en lbm/pie³ y v_{a-m} esta en pies/s. Un valor de We=20 fue usado por Taitel para la cuenta de las grandes gotas esperadas encontradas en el límite de la transición anular. En el presente estudio un valor de We=8 se usa para representar las gotas finas al inicio del flujo anular.

A fin de tener un diseño apropiado del separador ciclónico, la velocidad inicial del arrastre de líquido v_{a-m} puede ser comparado a la velocidad superficial del gas en el separador ciclónico (v_{sg}). El valor de v_{sg} debe ser menor que v_{a-m} en orden para evitar la iniciación del arrastre de líquidos en la parte superior del separador ciclónico y dentro de la válvula de gas.

7.8.6 Trayectoria de burbuja.

El análisis de la trayectoria de burbuja es esencial para la predicción del arrastre de gas y la eficiencia de separación. Aunque este análisis ésta más allá del alcance del presente estudio, se da en esta sección como una introducción al análisis del arrastre del gas. En la parte más baja del separador ciclónico, abajo del vórtice, las burbujas se mueven radialmente hacia el centro del separador ciclónico, debido a las fuerzas centrífugas, y axialmente hacia abajo debido a las fuerzas de arrastre del flujo axial de la fase líquida. Si una burbuja viaja hacia adentro radialmente, se combinará con el filamento de burbuja de gas y será llevada hacia arriba por la corriente de gas. Sin embargo, la distancia radial recorrida por la burbuja es insuficiente, y será llevada hacia abajo por la corriente de líquido dentro de la salida de la válvula del líquido.

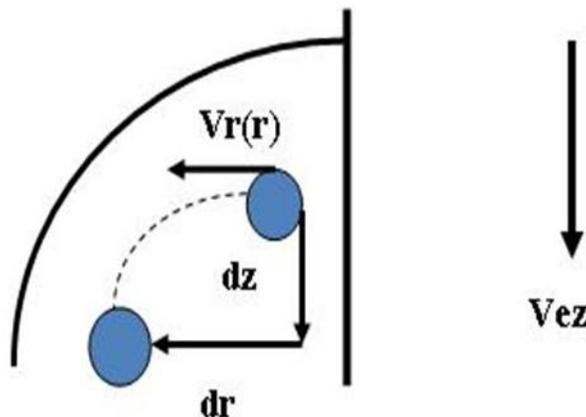


Ilustración 49.- Trayectoria que tiene la burbuja de líquido dentro del separador

La ilustración 49 muestra esquemáticamente el modelo de la trayectoria de la burbuja. La burbuja se muestra al tiempo t y al tiempo $t+\Delta t$. La burbuja se mueve radialmente a la velocidad $v_r(r)$ y axialmente alrededor de la velocidad del fluido, v_{EZ} . La fuerza de flotación actúa en la burbuja en la dirección z , y se ignora el resbalamiento axial.

Durante el intervalo de tiempo, Δt , la burbuja se mueve en la dirección axial y radial, $dr=v_r\Delta t$ y $dz=v_{EZ}\Delta t$, respectivamente, como se muestra en la figura. Igualando el periodo de tiempo para el movimiento radial y axial de la burbuja, y resolviendo la ecuación para el producto de la distancia axial prevalece la trayectoria de la burbuja.

$$dz = v_{ez} \frac{dr}{v_r} \dots\dots\dots(Ec. 73)$$

El perfil de la velocidad en la dirección z se supone uniforme, llamado, $v_z(r) = v_{ez}$. La distribución de la velocidad en la dirección radial se puede determinar por un balance de fuerzas en la burbuja. Como se muestra en la ilustración 50 observamos a las fuerzas que actúan en la burbuja en la dirección radial son las fuerzas centrípeta (centrífuga y flotación) y de arrastre.

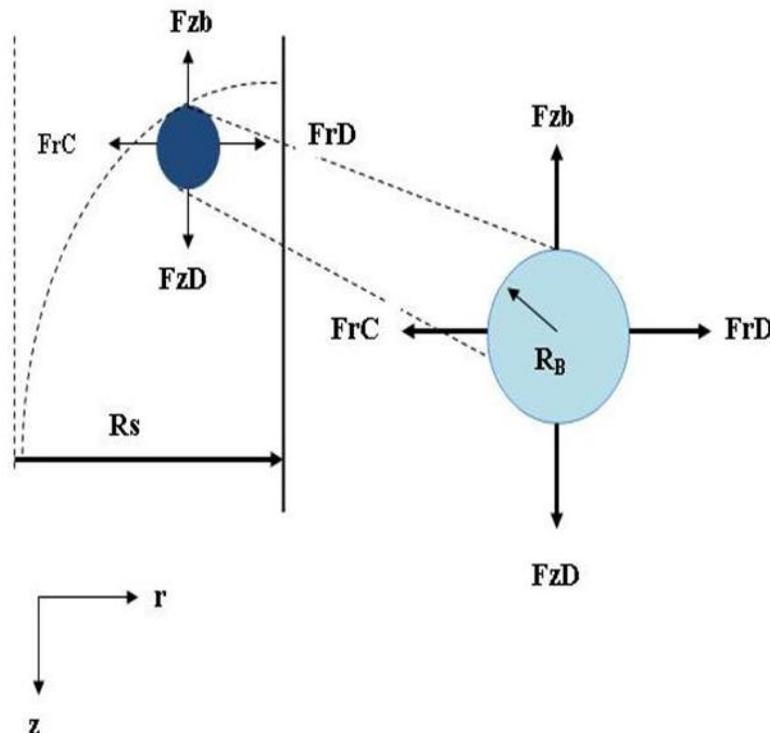


Ilustración 50.- Fuerzas que actúan sobre la burbuja para el modelo de la trayectoria de la burbuja.

Asumiendo el equilibrio local en cualquier ubicación radial a lo largo de la trayectoria de la burbuja, el producto del balance de fuerzas de la burbuja es:

$$F_{rD} + F_{rC} = 0 \dots\dots\dots(Ec. 74)$$

Donde F_{rD} y F_{rC} son la fuerza centrípeta y la fuerza de arrastre que actúan en la burbuja. La fuerza centrípeta, F_{rC} , es igual a la suma de la fuerza centrífuga y la fuerza de flotación actuando en la burbuja. La fuerza centrífuga es:

$$F_{rCF} = \rho_g \frac{v_t(r)^2}{g_c r} v_b \dots\dots\dots(Ec. 75)$$

y la flotación ejercida alrededor del fluido en la burbuja es:

$$F_{rB} = -\rho_f \frac{v_t(r)^2}{g_c r} v_b \dots\dots\dots(Ec. 76)$$

Donde $V_b = \frac{4}{3} \pi R_b^3$ es el volumen de la burbuja esférica y el término $\frac{v_t(r)^2}{r}$ es la aceleración radial local debido a la velocidad angular del fluido en el separador ciclónico. La fuerza centrípeta se puede determinar por la combinación de las fuerzas centrífuga y de flotación, dando:

$$F_{rC} = -(\rho_f - \rho_g) \frac{v_t(r)^2}{g_c r} \frac{4}{3} \pi R_b^3 \dots\dots\dots(Ec. 77)$$

La densidad del fluido, ρ_f , se trata como la densidad de un líquido, ρ_l , para una baja concentración de burbujas o una densidad de la mezcla, ρ_m , si la concentración de burbuja es alta. La fuerza de arrastre en la burbuja, F_{rD} , se determina de:

$$F_{rD} = \frac{C_d \rho_f v_r(r)^2 \pi R_b^2}{2 g_c} \dots\dots\dots(Ec. 78)$$

Donde C_d es el coeficiente de arrastre y πR_b^2 es el área proyectada de la burbuja. Entonces las interacciones de las burbujas se ignoran, solo el líquido entra en contacto con las burbujas y se

asume que $\rho_f = \rho_l$.

Calculando las fuerzas radiales de las ecuaciones (76) y (77), implicado en la ecuación (74), la distribución de la velocidad radial se puede resolver como:

$$v_r(r) = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{\rho_f - \rho_g}{\rho_l} \right) \frac{v_t(r)^2}{g_c r} \frac{D_b}{C_d(r)} \right]^{1/2} \dots\dots\dots (Ec. 79)$$

Donde ρ_l es la densidad del líquido, ρ_g es la densidad del gas, D_b es el diámetro de la burbuja.

Note que el efecto de la turbulencia es despreciado en este modelo. El valor del coeficiente de arrastre, C_d , se calcula con la correlación desarrollado por **Turton y Levenspiel** (1986) y presentado por **Karamanev y Nikolov (1992)**²⁷ como:

$$C_d(r) = \frac{24[1+0.173R_g(r)^{0.657}]}{R_g(r)} + \frac{0.413}{1+16,300R_g(r)^{-1.09}} \dots\dots\dots (Ec. 80)$$

Donde el número de Reynolds es:

$$R_g(r) = \frac{\rho_f v_r(r) D_b}{\mu_l} \dots\dots\dots (Ec. 81)$$

Donde ρ_f es la densidad del líquido, D_b es el diámetro de la burbuja, μ_l es la viscosidad del líquido.

La distribución de la velocidad radial dando por la ecuación (79) se puede sustituir dentro de la ecuación (73). La integración de la ecuación (73) producto de la trayectoria $z(r)$, como se muestra:

$$Z(r) = \int_{R_s}^r \frac{v_{ez}}{v_r(r)} dr \dots\dots\dots (Ec.82)$$

Paso a paso por r , desde $r=R_s$ a $r=R_c$ de los mapas de la trayectoria completa de la burbuja.

Aquí concluye el modelo matemático del separador ciclónico. El nivel de equilibrio líquido, L_l , es más sensible a la velocidad superficial del líquido v_{sl} , que a la velocidad superficial del gas v_{sg} . El nivel de equilibrio líquido es mayor a bajos gastos de gas y altos gastos de líquido y decrece para altos gastos de gas y bajos gastos de líquido. Los resultados entre el modelo experimental y el modelo matemático son muy parecidos, para tener una mejor aproximación se debe información exacta de los diámetros de la tubería, los accesorios y los medidores de gas y líquido.

Referencias Cap. VII

1. Afanador E.: "Oil-Water Separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," M.S. Thesis, The University of Tulsa, 1999.
2. Arpandi, I., Joshi, A., Shoham, O., Shirazi, S., and Kouba, G et al.: "Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," paper SPE 30683 presented at the 1995 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, 22-26 October.
3. Alonso, M. y Finn, E.J. (1995). Física. (Edición única). LUGAR: Addison Wesley Iberoamericana. Pág. 82.
4. Chirinos, W, Gomez, L., Wang, S., Mohan, R., and Shoham, O. (1999). Liquid Carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators. SPE 56582, presented at the SPE 74th Annual Meeting, Houston, October pp.3-6, 1999.
5. Erdal, F., Shirazi, S., Shoham, O., and Kouba, G.: "CFD Simulation of Single-Phase and Two-Phase in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," paper SPE 36645 presented at the 1996 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Denver, 6-9October.
6. Iwwo, I. and Scott, S.L.: "Expanding the Operational Envelope of Compact Cylindrical Cyclone Gas/Liquid Separators Using a Variable Inlet-Slot Configuration." MS thesis, Texas A&M U., College Station, Texas (2004).
7. Joshi, A., "Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators Experiments and Modeling", M.S. Thesis, The University of Tulsa (1995).
8. Marti, S.K., Erdal, F.M., Shoham, O., Shirazi, S.A., Kouba, G.E., "Analysis Of Gas Carry-Under In Gas-Liquid Cylindrical Cyclones," Presented at the Hydrocyclones 1996 International Meeting, St. Johns College, Cambridge, England, April 2-4, 1996.
9. Millington B.C., Thew, M. T., "LDA Study of component velocities in airwater models of steam-water cyclone separators". The Hague, Neth, 18 May 1987, Cranfield, Bedford, Eng; BHRA Fluid Engineering Centre,1987, pg 115-125 Paper D1.
10. M. Godoy Alcántar, G. Cervantes Martínez, J. A. Cruz Maya, M. A. Hernández Buenfil e I. Ramírez Antonio "Sistema de medición de flujo multifásico mediante tecnología ciclónica GLCC para aforo de pozos petroleros" Instituto Mexicano del Petróleo.
11. Redonda Godoy Cinthya Adriana. "Separación y estabilización de aceite crudo" Tesis Licenciatura UNAM (2008).
12. Rojas Pérez, David Alberto. "Simulación dinámica de un separador ciclónico cilíndrico de gas-líquido" Tesis Maestría UNAM (2005).
13. Srinivas S. Kolla. "Liquid Carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC©) Compact Separators for Three-Phase Flow", M.S. Thesis, The University of Tulsa (2007).
14. Shoham, O. y Kouba, G. (1998). The State-of-the-Art of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators Technology, Journal of Petroleum Technology. Vol. 50, No. 7, July 1998, pp 58-65.
15. Wang, S., Gomez, L.E., Mohan, R.S., Shoham, O., & Kouba, G.E., "Gas Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC) Compact Separators for Wet Gas Applications," proceedings of the ETCE 2001 Conference of ASME Petroleum Division of ASME Petroleum Division, Houston, TX, February pp.5-7, 2001.

16. Wang, S., Mohan, R., Shoham, O., and Kouba, G. E., (1998). Dynamic Simulation and Control System Design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators. SPE 49175, presented at the 73rd Annual Meeting, New Orleans, LA, September pp. 27-30.

CAPITULO VIII.

Descripción de la situación actual de la batería de separación COSTERO.

Por motivos de seguridad, la información utilizada para la elaboración de este trabajo, que es propiedad de PEMEX Exploración y Producción, se mantendrá en calidad de confidencialidad, por lo cual los nombres de equipos serán cambiados.

8.1 Descripción general.

Este campo fue descubierto con el pozo costero No 1 en el año de 1992, el cual resulto productor de gas húmedo amargo y aceite ligero en el Cretácico Medio. En el año 2003 fue reparado y adicionado dos pozos más con una producción de 30 MMPCD y 4485 BPD con una inversión inicial de \$ 8, 000,000.00 la cual ocupa una superficie de 2500m²

Debido al incremento de la perforación de pozos del activo se llevó a cabo la ampliación de la infraestructura incrementando la capacidad de procesamiento, la cual maneja actualmente 120 MMPCD de gas, 20,497 BPD de aceite y 1100 BPD de agua a una presión de 105 kg/cm² y una temperatura de 104 °C provenientes de 10 pozos

8.2 Propósito general.

La función principal de la batería de separación consiste en recolectar y cuantificar la producción de 10 pozos del campo, separando para su medición.

8.3 Condiciones del entorno.

El tipo de clima para el área donde se localiza la batería de separación de acuerdo a la información proporcionada por la estación meteorológica más cercana es un clima cálido y húmedo con abundantes lluvias en verano, se caracteriza por un total de agua de 1695.7 mm.

8.3.1 Temperaturas máximas y mínimas.

La temperatura media anual es de 26.6 °C, siendo la máxima media mensual en Mayo con 29.1 °C y la mínima en el mes de enero con 23.2 °C; la máxima y la mínima absoluta alcanzan los 27.7 °C y 25.5 °C, respectivamente.

8.3.2 Humedad relativa.

La humedad relativa registra datos contantes todo el año y proporciona un valor medio de 86 %, lo cual comprueba la clasificación de clima húmedo con abundantes lluvias en verano, fluctuando este promedio entre 78% y 88%.

8.4 Censo de equipo.

La instalación está constituida por un gran número de equipos que cumplen una función determinada y contribuyen de una u otra manera al proceso, para fines prácticos clasificaremos los equipos en Estáticos y Dinámicos.

8.4.1 Censo de equipos estáticos.

Son equipos que no contienen componentes en movimiento, como son recipientes sujetos a presión, tanques, tubería de proceso, válvulas de seguridad, válvulas manuales, entre otros.

Tabla 7.- Censo de equipos estáticos

Cantidad	Equipos Estáticos
1	Red de descarga de aceite
1	Red de descaga de gas
1	Red de descarga de agua congénita
1	Sistema de aire de instrumentos
1	Separador horizontal trifásico de alta presión A
1	Separador horizontal trifásico de alta presión B

8.4.2 Censo de equipos dinámicos.

Equipos dinámicos se refiere a las bombas, compresores, motores de combustión interna, electrónicos, etc.

Tabla 8 Censo del equipo dinámico

Cantidad	Equipos Dinámicos
1	Compresor de aire eléctrico
1	Compresor de aire a combustión interna

8.5 Descripción detallada del proceso

La batería de separación Costero está diseñada para recolectar y cuantificar los fluidos (gas, aceite y agua) que provienen de 10 pozos y pertenecen al campo costero. La mezcla de las corrientes de envía a la batería Luna por un Oleogasoducto de 16" x 30.8 Km. La producción de las instalaciones es de 120,000 MMPCD de gas, 20,497 BPD de aceite y 1,100 BPD de agua congénita.

La producción proveniente de los 10 pozos pertenece al campo costero alimenta a dos separadores en paralelo (A y B) a una presión de 105 Kg/cm²; el gas, aceite y agua son separados de manera temporal para medir la producción de los mismos. Dicha separación se realiza a una presión de 105 Kg/cm² y una temperatura de 104 °C; el gas, aceite y agua se unen al llegar a la trampa de envió que se interconecta al Oleogasoducto de 16" D.N x 30.8 Km.

La batería de separación costera cuenta con un sistema de compresión de aire constituido por dos compresores, uno compresor de aire eléctrico y un compresor de aire de combustión interna. El compresor de aire eléctrico es el encargado de mantener la presión en el tanque acumulador de aire A-1 a una presión en un rango de 5 a 8.5 Kg/cm² (el compresor de aire de combustione interna funciona como equipo de relevo en caso de no contar con suministro eléctrico). Posteriormente el aire comprimido pasa a través de los filtros y secadores para de esta manera garantizar un aire limpio y seco que se envía a los equipos instrumentados que controlan el flujo de los productos derivados de los separadores A y B con presión de 5 Kg/cm² La función principal del compresor de aire eléctrico es suministrar aire limpio y seco al tanque acumulador A-1 con presión de succión de 1 Kg/cm² y presión de descarga de 10 Kg/cm².

A continuación se muestra el diagrama de proceso de la batería de separación.

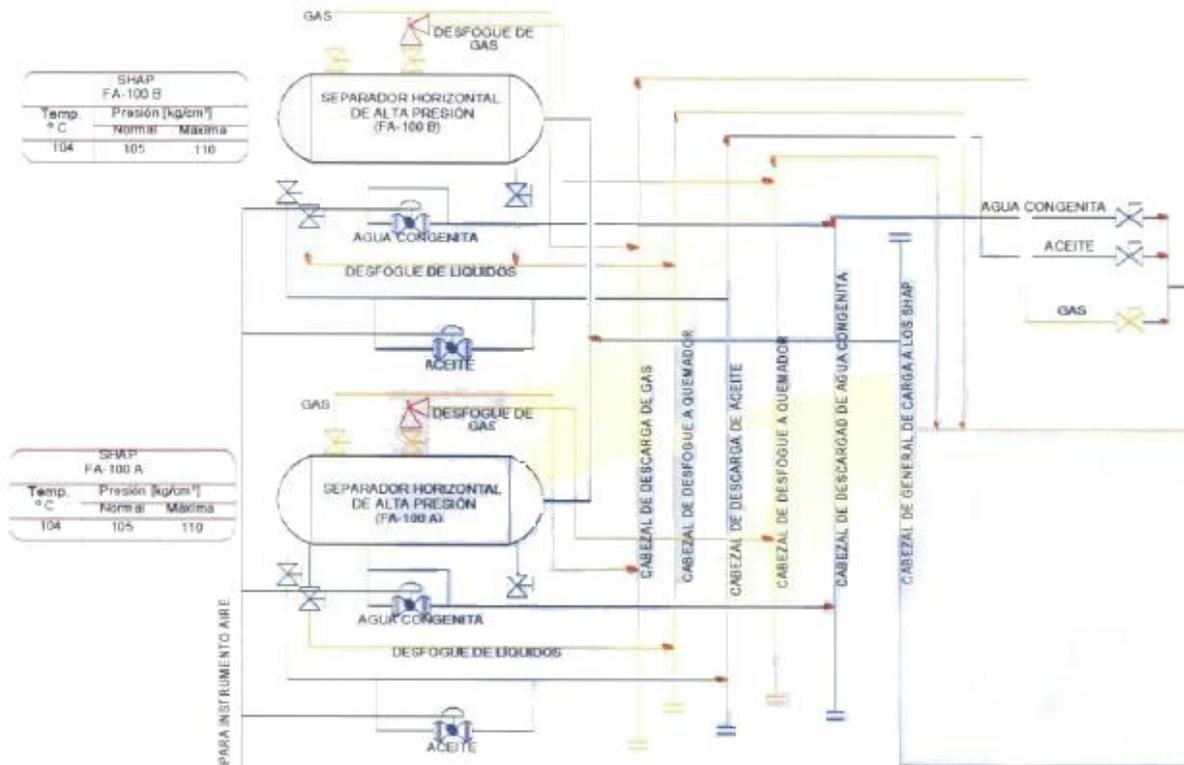


Ilustración 51.- Diagrama de proceso

8.6 Calidad y disponibilidad de los insumos y productos

8.6.1 Insumos

Insumo es un concepto económico que permite nombrar a un bien que se emplea en la producción de otros bienes. De acuerdo al contexto, puede utilizarse como sinónimo de materia prima o factor de producción. Por sus propias características, los insumos suelen perder sus propiedades para transformarse y pasar a formar parte del producto final. Puede decirse que un insumo es aquello que se utiliza en el proceso productivo para la elaboración de un bien.

La llegada de hidrocarburos a la instalación no sufre ninguna transformación y es considerada materia prima.

8.6.2 Productos

En este caso el producto es el resultado del proceso por el que paso el insumo, obteniendo de este, condensado, gas natural y agua congénita.

En la tabla 9, 10 y 11 se muestra la composición química de los hidrocarburos (gas, aceite y agua) provenientes de los 10 Pozos pertenecientes al campo Costero, los cuales alimentan a los

separadores (A y B). El gas, aceite y agua se unen al llegar a la Trampa de Envío que se interconecta al Oleogasoducto de 16" por una extensión de 30.8 Km, el cual transporta la mezcla de hidrocarburos a la Batería Luna.

Tabla 9 Composición química del Gas

Componente	%Mol
Nitrógeno	0.5
Bióxido de carbono	1.25
Ácido Sulfhídrico	0.28
Metano	78.93
Etano	4.36
Propano	1.94
Iso-butano	0.42
Butano normal	1.63
Iso-pentano	0.59
Pentano normal	0.82
Hexano	1.12
Heptano y más pesados	8.16
Total	100

Debido a que los dos separadores (A y B) se encuentran conectados a la misma corriente de alimentación y operan a las mismas condiciones la composición de los fluidos es la misma en los dos separadores y es por eso que la muestra para el análisis cromatógrafo se tomó del separador A, siendo indistinto de donde se toma la muestra.

Tabla 11 Identificación de los componentes del Gas del separador A

Componente	Peso molecular	WT global	%Mol global	Grupo
CO2	44.01	5.3777	2.467	2.467
H2S	34.08	1.422	0.843	0.843
N2	28.01	0.235	0.169	0.169
C1	16.04	65.037	81.877	81.877
C2	30.07	13.228	8.883	8.883
C3	44.1	7.583	3.472	3.472
i-C4	58.12	1.543	0.536	0.536
n-C	58.12	3.108	1.08	1.08
i-C5	72.15	0.854	0.239	0.239
n-C5	72.15	1.215	0.34	0.34
C6	85	0.397	0.093	-
Metil-Ciclo-C5	84.16	0	0	-
Benceno	84.16	0	0	-
Ciclo-C6	82.15	0	0	-
C7	99	0	0	-
Metil-Ciclo-C6	98.19	0	0	0.093
Tolueno	92.14	0	0	-
C8	113	0	0	-
Etil-Benceno	106.17	0	0	-
M&P-Xileno	106.17	0	0	-
O-Xileno	106.17	0	0	-
C9	128.3	0	0	0
C10	134	0	0	-
C11	147	0	0	-
C12	161	0	0	-
C13	175	0	0	-
C14	190	0	0	0
C15	206	0	0	-
C16	222	0	0	-
C17	237	0	0	-
C18	251	0	0	-
C19	263	0	0	0
C20+	580	0	0	-

Peso molecular= 20.195 a 1514.53 psia y 110.0 °C
 Presión pseudocrítica= 679 (psia)
 Temperatura pseudocrítica= 389.95 °R
 Etano líquido recuperable= 2.27 GPM
 Poder calorífico cruto en base seca= 1157.19 (BTU/ft3)

8.6.2.1 Productos generados.

Los productos generados de la batería Costero son:

8.6.2.1.1 Gas Amargo.

Los hidrocarburos (Gas, Aceite y Agua) provienen de 10 pozos que pertenecen al campo costero que alimentan a los separadores (A y B) los cuales son separados de manera temporal para medir la producción individual de los mismos. El gas amargo es enviado a través de una línea de 10” D.N para ser unido nuevamente con el aceite y el agua al llegar a la trampa de envío que se interconecta al Oleogasoducto de 16” D.N x 30.8 Km, el cual transporta la mezcla a la batería Luna.

Tabla 12 Propiedades Físicoquímicas del gas natural.

Datos generales de las sustancias químicas del gas	
Nombre Comercial	Metano
Familia química	Alcanos
Nombre químico	Metano
Sinónimo	Gas Natural

Descripción	Temperatura de ebullición (°C)	Temperatura de fusión (°C)	Densidad relativa del líquido	Densidad relativa del vapor	Estado físico	Color	Olor	Solubilidad	Presión de vapor	Peso molecular
Gas Natural	-160	-182	0.825	0.654	Gas	Incoloro	Inoloro	Insoluble	ND	N/E

8.6.2.1.2 Aceite.

El aceite es enviado a través de una línea de 8” D.N, para ser unido nuevamente con el gas el agua al llegar a la trampa de envío que se interconecta al Oleogasoducto de 16” D.N x 30.8 Km el cual transporta la mezcla a la Batería Luna.

Desacuerdo al DOF este producto está clasificado como clase 2 (liquido flamable). Esta clave será plasmada al igual que el número de Naciones Unidas (1971), para su identificación en los tanques que se utilice para su almacenamiento, el manejo, la transportación del producto sustancia inflamables y combustibles de acuerdo a la Norma Oficial Mexicana NOM-005-STPS-1993 y NOM-143-SEMARNAT-2003.

Tabla 13 Propiedades Fisicoquímicas del condensado.

Datos generales de las sustancias químicas del aceite	
Nombre Comercial	Aceite crudo (ligero)
Familia química	Hidrocarburos
Nombre químico	Crudo
Sinónimo	Petróleo crudo

Descripción	Temperatura de ebullición (°C)	Temperatura de fusión (°C)	Densidad relativa del líquido	Densidad relativa del vapor	Estado físico	Color	Olor	Solubilidad	Presión de vapor	Peso molecular
Condensado	650	-91	0.91	0.825	Líquido espeso	Café	Desagradable	Insoluble	1-98°C	270

8.6.2.1.3 Agua congénita.

El agua congénita es enviada a través de una línea de 6” D.N para ser unida nuevamente con el gas y el aceite al llegar a la trampa de envío que se interconecta al Oleogasoducto de 16” D.N x 30.8 Km e cual transporta a la Batería Luna.

Tabla 14 Propiedades fisicoquímicas del agua congénita.

Datos generales de las sustancias químicas del agua congénita	
Nombre Comercial	Agua congénita
Familia química	Óxidos
Nombre químico	Mezcla de H2O con trazas de etano, propano, butano, pentanos, hexanos, heptanos, sales y puede contener metales.
Sinónimo	N/A

Descripción	Temperatura de ebullición (°C)	Temperatura de fusión (°C)	Densidad relativa del líquido	Densidad relativa del vapor	Estado físico	Color	Olor	Solubilidad	Presión de vapor	Peso molecular
Agua congénita	N/D	N/D	N/D	N/D	Líquido aceitoso	ámbar a transparente	Aromático	Poco soluble	N/A	18

Referencias Cap. VIII

1. PEMEX. (2012). Contexto Operacional Batería de Separación Costero. Macuspana-Muspac.

CAPITULO IX. Optimización de la separación mediante el uso de internos ciclónicos.

9.1 Corriente de alimentación.

Para obtener la corriente de alimentación se tuvo que realizar un recombinado de las muestras de los fluidos en la salida del separador debido a que no se tienen reportado por el laboratorio valores composicionales de la corriente de alimentación ya que aunque existen análisis PVT de cada pozo, estos mezclan sus flujos.

9.1.1 Recombinado de la muestras

Debido a que es un aceite ligero con una relación gas-aceite muy grande para poder conocer la composición de entrada a los separadores de manera adecuada se optó por realizar un recombinado de las composiciones de salida del gas y del aceite ya que la corriente de los pozos se combina en un solo múltiple de recolección y esta alimenta a los separadores, de esta manera se conoce más precisamente la composición que entra a los separadores.

Para ello se tomaron muestras representativas de aceite y de gas siendo analizadas en el laboratorio y con análisis cromatográficos se pudo conocer la composición de la línea de salida del gas del separador y la composición de la línea de salida del aceite a condiciones estándar, siendo las siguientes:

Tabla 15 Cromatografía de la fase líquida y gas de muestra, salida de aceite del separador A

Componente	Peso Molecular (gr/gr-mol)	Gas		Líquido		Global %Peso	Grupo %Mol	Densidad del gas (gr/cm3)	Densidad del líquido (gr/cm3)
		%Peso	%Mol	%Peso	%Mol				
CO2	44.01	4.5185	2.0188	0	0	0.8487	0.8487	0.0019	0.8212
H2S	34.08	1.041	0.5967	0	0	0.2508	0.2508	0.0014	0.7994
N2	28.013	1.5915	1.1171	0	0	0.4696	0.4696	0.0012	0.8061
C1	16.043	69.0016	84.5719	0	0	35.5538	35.5538	0.0007	0.3
C2	30.07	10.54	6.8922	0	0	2.8975	2.8975	0.0013	0.3579
C3	44.097	5.6381	2.5141	0.0446	0.1915	1.1679	1.1679	0.0019	0.5075
i-C4	52.123	1.2697	0.4295	0.04	0.1304	0.2562	0.9127	0.0025	0.563
n-C4	58.123	2.5928	0.8772	0.1522	0.4965	0.6566		0.0025	0.5843
i-C5	72.15	0.9842	0.2582	0.2177	0.5719	0.4442	1.2501	0.0031	0.6251
n-C5	72.15	1.5491	0.4221	0.4126	1.0842	0.8059		0.0031	0.6306
C6	86.177	1.2805	0.2922	1.5594	3.4302	2.1094			0.6639
M-Ciclo-C5	84.161	0	0	0.3323	0.7484	0.4338			0.7535
Benceno	78.114	0	0	0.6148	1.4919	0.8647	3.9561	0.0036	0.8846
Ciclo-C6	84.16	0	0	0.4198	0.9457	0.5481			0.7834
C7	100.204	0	0	2.3792	4.501	2.6089			0.688
Metil-Ciclo-C6	98.188	0	0	1.0666	2.0592	1.1936	4.9183	0.0042	0.774
Tolueno	92.141	0	0	0.9357	1.9252	1.1159			0.8719
C8	114.231	0	0	4.911	8.1499	4.7239			0.7363
Etil-Benceno	106.16	0	0	0.2174	0.3883	0.225	5.5151	0.0048	0.8718
M&P-Xileno	106.16	0	0	0.5367	0.9585	0.5555			0.8688
O-Xileno	106.16	0	0	0.0393	0.0701	0.0406			0.8848
C9	128.258	0	0	7.1582	10.58	6.1324	6.1324	0.0054	0.722
C10	142.285	0	0	7.4558	9.9335	5.7577	5.7577	0.006	0.7343
C11	156.312	0	0	6.481	7.8599	4.5558	4.5558	-	0.793
C12	170.338	0	0	6.1995	6.8994	3.999	3.999	-	0.804
C13	184.365	0	0	6.1574	6.3312	3.6697	3.6697	-	0.815
C14	198.392	0	0	5.8106	5.5521	3.2181	3.2181	-	0.826
C15	212.419	0	0	5.5145	4.9302	2.138	2.8576	-	0.836
C16	228.446	0	0	4.5409	3.8014	2.2034	2.2034	-	0.843
C17	240.473	0	0	4.1037	3.235	1.8751	1.8751	-	0.851
C18	254.5	0	0	4.1016	3.0551	1.7708	1.7708	-	0.856
C19	268.527	0	0	3.5233	2.4873	1.4417	1.4417	-	0.861
C20+	580	0	0	25.0642	8.192	4.7483	4.7483	-	0.7985
Total		100	100	100	100	100	100		

Peso molecular de la mezcla (gr/gr-mol)= 118.142 Gas=19.663 Líquido= 189.568
 Densidad de la mezcla @ 15.5 °C y 14.7 psia (gr/cm3)=0.76312 Gas=0.00083 Líquido=0.79208
 Densidad de la mezcla @ 15.5 °C y 14.7 psia (lb/ft3)= 47.63871 Gas=0.05191 Líquido=49.44614
 Densidad del aceite a condiciones de muestreo (gr/cm3)=0.77648 @ 31 °C y 115 kg/cm2 (1649.5 psia)
 Peso molecular =20.195 a 1514.43 psia y 110.0 °C
 Presión pseudocrítica =679.06 (psia)
 Temperatura pseudocrítica= 389.95 °R
 Etano líquido recuperable= 2.27 (GPM)

Poder calorífico Bruto en base seca= 1157.19(BTU/ft3)

Componente	Peso molecular	WT global	%Mol global	Grupo
CO2	44.01	5.3777	2.467	2.467
H2S	34.08	1.422	0.843	0.843
N2	28.01	0.235	0.169	0.169
C1	16.04	65.037	81.877	81.877
C2	30.07	13.228	8.883	8.883
C3	44.1	7.583	3.472	3.472
i-C4	58.12	1.543	0.536	0.536
n-C	58.12	3.108	1.08	1.08
i-C5	72.15	0.854	0.239	0.239
n-C5	72.15	1.215	0.34	0.34
C6	85	0.397	0.093	-
Metil-Ciclo-C5	84.16	0	0	-
Benceno	84.16	0	0	-
Ciclo-C6	82.15	0	0	-
C7	99	0	0	-
Metil-Ciclo-C6	98.19	0	0	0.093
Tolueno	92.14	0	0	-
C8	113	0	0	-
Etil-Benceno	106.17	0	0	-
M&P-Xileno	106.17	0	0	-
O-Xileno	106.17	0	0	-
C9	128.3	0	0	0
C10	134	0	0	-
C11	147	0	0	-
C12	161	0	0	-
C13	175	0	0	-
C14	190	0	0	0
C15	206	0	0	-
C16	222	0	0	-
C17	237	0	0	-
C18	251	0	0	-
C19	263	0	0	0
C20+	580	0	0	-

Con estas composiciones realizando el recombinado resulta una composición como se muestra en la Tabla 16

Tabla 16 Recombinado de las corrientes de aceite y gas en solución con la corriente de gas del separador.

Presión yacimiento kg/cm ²	Temperatura yacimiento °C	Presión separación Kg/cm ²	Temperatura separación °C
668	182	105	104
GOR scf/STB	Qw BPD	Qo BPD	Qg MMPCD
6927843.099	1100	20497	142000

Componente	Peso molecular gr/mol	Composición del gas en separador %Mol	Y Separador 8037.291721	Composición de gas en tanque almac. %mol	Y tanque de almacenamiento 0.520659614	Composición de líquido en tanque almac. %mol	X tanque de almacenamiento 8038.81238	Recombinado %mol
C02	44.01	2.467000	198.279987	2.018800	0.010511	0.000000	198.290498	2.462503
H2S	34.08	0.843000	67.754369	0.596700	0.003107	0.000000	67.757476	0.841457
N2	28.01	0.169000	13.583023	1.117100	0.005816	0.000000	13.588839	0.168755
C1	16.04	81.877000	6580.693342	84.571900	0.440332	0.000000	6581.133674	81.728894
C2	30.07	9.053000	727.616019	6.892200	0.035885	0.000000	727.651904	9.036465
C3	44.1	3.472000	279.054769	2.514100	0.013090	0.191500	279.069773	3.465674
i-C4	58.12	0.536000	43.079884	0.429500	0.002236	0.130400	43.083424	0.535039
n-C4	58.12	1.080000	86.802751	0.877200	0.004567	0.495000	86.812268	1.078092
i-C5	72.15	0.239000	19.209127	0.268200	0.001396	0.571900	19.216243	0.238640
n-C5	72.15	0.340000	27.326792	0.422100	0.002198	1.084200	27.339832	0.339524
C6	85	0.093000	7.474681	0.292200	0.001521	3.430200	7.510505	0.093270
Mciclo-C5	84.16	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.748400	0.007484	0.000093
Benceno	78.11	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.491900	0.014919	0.000185
Ciclo-C6	82.15	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.945700	0.009457	0.000117
C7	99	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	4.501000	0.045010	0.000559
Mciclo-C6	98.19	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	2.059200	0.020592	0.000256
Tolueno	92.14	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	1.925200	0.019252	0.000239
C8	113	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	8.149900	0.081499	0.001012
Etil-Benceno	106.17	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.388300	0.003883	0.000048
m&p-Xileno	106.17	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.955000	0.009550	0.000119
o-Xileno	106.17	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.070100	0.000701	0.000009
pseudo C9H20	128.3	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	10.580000	0.105800	0.001314
pseudo C10H22	134	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	9.933500	0.099335	0.001234
pseudo C11H24	147	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	7.859900	0.078599	0.000976
pseudo C12H26	161	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	6.899400	0.068994	0.000857
pseudo C13H28	175	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	6.331200	0.063312	0.000786
pseudo C14H30	190	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	5.552100	0.055521	0.000689
pseudo C15H32	206	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	4.930200	0.049302	0.000612
pseudo C16H34	222	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	3.801400	0.038014	0.000472
pseudo C17H36	237	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	3.235000	0.032350	0.000402
pseudo C18H38	251	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	3.055100	0.030551	0.000379
pseudo C19H40	263	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	2.487300	0.024873	0.000309
C20+	275	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	8.192000	0.081920	0.001017
pseudo C21H44	291	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C22H46	305	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C23H48	318	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C24H50	331	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C25H52	345	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C26H54	359	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C27H56	374	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C28H58	388	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
pseudo C29H60	402	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
C30+	580	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Suma	7589.41	100.169000	8050.874744	100.000000	0.520659614	99.995	8052.395353	100
MW lb/lb-mol		20.195		118.142				
Densidad lb/cu ft				47.63871				
GOR scf/STB				448.789				
API				47.16				

9.2.1 Composición del separador Convencional.

La composición de los fluidos producidos del separador convencional se obtuvo a partir de toma de muestras y pruebas de laboratorio las cuales fueron tomadas en 2009 cuando la batería de separación Costero contaba con separadores convencionales, las cuales reportan los siguientes resultados.

9.2.1.1 Composición del líquido.

Tabla 17 Composición del aceite a la salida del separador convencional.

Componente	Peso molecular (gr/gr-mol)	Densidad del aceite (gr/cm ³) a 15.5 °C y 14.7 psia	% mol del aceite
C02	44.01	0.8212	0.8302
H2S	28.01	0.7994	0.19
N2	34.08	0.8061	0.5123
C1	16.04	0.3	38.2016
C2	30.07	0.3579	2.9885
C3	44.1	0.5075	1.2908
i-C4	58.12	0.563	0.4228
n-C4	58.12	0.5843	0.9387
i-C5	72.15	0.6251	0.6854
n-C5	72.15	0.6306	0.9039
Pseudo C6	82.355	0.7714	3.7625
Pseudo C7	96.4433	0.778	5.1258
Pseudo C8	107.8775	0.8404	5.6851
Pseudo C9	128.3	0.722	6.2351
Pseudo C10	134	0.861	32.1589

9.2.1.2 Composición del gas.

Tabla 18 Composición del gas a la salida del separador convencional.

Componente	Peso molecular (gr/gr-mol)	Densidad del gas (gr/cm ³) a 15.5 °C y 14.7 psia	% mol del aceite
C02	44.01	0.0019	1.3
H2S	28.01	0.0014	0.2
N2	34.08	0.0012	0.8
C1	16.04	0.0007	75.26
C2	30.07	0.0013	5.01
C3	44.1	0.0019	1.8
i-C4	58.12	0.0025	0.68
n-C4	58.12	0.0025	1.5
i-C5	72.15	0.0031	1.62
n-C5	72.15	0.0031	0.92
Pseudo C6	82.355	0.0036	2.18
Pseudo C7	96.443	0.0042	8.73
Pseudo C8	107.878	0.0048	-
Pseudo C9	128.3	0.0054	-
Pseudo C10	134	0.006	-

9.2.2 Composición del separador optimizado.

9.2.2.1 Composición del líquido.

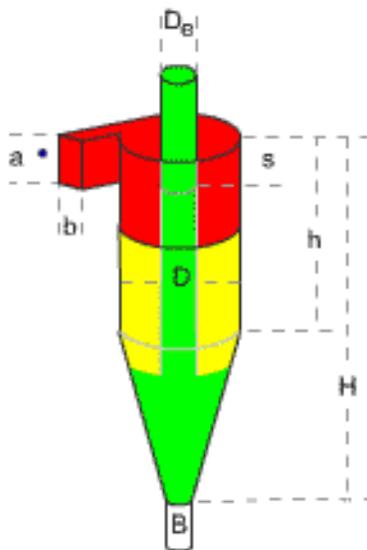
La composición de los fluidos del separador optimizado con un clúster ciclónico es obtenida corriendo una simulación en un software de proceso llamado PRO II el cual nos permite obtener las composiciones tanto del líquido así como la del gas de salida del separador, esta simulación se corre con los valores de la corriente de alimentación que presenta el separador convencional la cual se obtuvieron por medio del recombinao previamente realizado.

Para esta simulación se tomaron los valores de diseño de separadores ciclónicos que presentan la máxima eficiencia, los cuales son los que se presentan en la tabla siguiente.

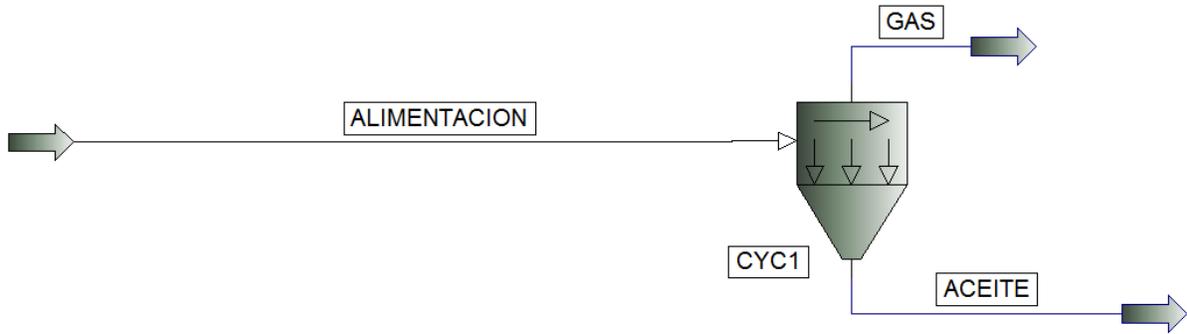
Tabla 19 Standard Designs of Industrial Cyclones ^[1]

			High Efficiency		Medium Efficiency	General Purpose	
Symbol	Description		Stairmand	Swift	Shephard & Lapple	Swift	Peterson & Whitby
D	Body diameter		1	1	1	1	1
a	Inlet height	$K_a = a/D$	0.5	0.44	0.5	0.5	0.583
b	Inlet width	$K_b = b/D$	0.2	0.21	0.25	0.25	0.208
s	Outlet length	$K_s = S/D$	0.5	0.5	0.625	0.6	0.583
D_e	Gas outlet diameter	$K_{de} = D_e/D$	0.5	0.4	0.5	0.5	0.5
h	Cylinder height	$K_h = h/D$	1.5	1.4	2	1.75	1.33
H	Overall height	$K_H = H/D$	4	3.9	4	3.75	3.17
B	Dust outlet diameter	$K_B = B/D$	0.375	0.4	0.25	0.4	0.5
K	Configuration No.		551.3	699.2	402.9	381.8	342.3
N_H	Inlet velocity head		6.4	9.24	8	8	7.76
surf	Surface parameter		3.67	3.57	3.78	3.65	3.2
K/N_Hsurf			23.5	21.2	13.3	13.1	13.8

Donde las variables de diseño se especifican en el diagrama siguiente:



Con estos parámetros de diseño que presentan la máxima eficiencia se evalúa un clúster ciclónico de 6 ciclones el cual presenta un diagrama siguiente.



La composición de la corriente de entrada al separador en libras-mol por día de cada componente que entra en el separador con interno ciclónico son las siguientes:

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream ALIMENTACION

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: lb-mol/day

Individual Component Flowrates

Copy	Component	Component Flowrate
Paste		lb-mol/day
	CO2	1.2368e+007
	N2	2.3820e+006
	H2S	4.0798e+006
	METHANE	4.3801e+008
	ETHANE	4.3941e+007
	PROPANE	1.7307e+007
	IBUTANE	2.9549e+006
	HEXANE	1.5103e+007
	HEPTANE	1.8346e+007
	OCTANE	2.0683e+007
	NONANE	2.2874e+007
	DECANE	1.3464e+008
	H2O	21400.

Clear Compositions Total: 7.4601e+008 Normalize Component Flowrates
Based on Specified Fluid Flowrate

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Las condiciones de presión y temperatura a las que entra el fluido al separador son las mismas que se presentan en el separador convencional siendo las siguientes:

PRO/II - Stream Data

UOM Range Help Tag Overview Status Notes

Stream: Description:

To Unit: CYC1

Stream Type

- Composition Defined
- Petroleum Assay
- Referenced to Stream
- Solids Only Stream

Thermal Condition

First Specification:

F

Second Specification:

psia

Thermodynamic System:

Exit the window after saving all data

Los parámetros de diseño y condiciones de operación del clúster son los siguientes:

Gas/Solid Cyclone

Define	Help	Overview	Status	Notes
Unit:	CYC1	Description:	Cluster Ciclonico	
Execution Control:	Normal	Thermodynamic System:	Default (PR01)	
Real Data for Unit		Supplemental Data for Unit		
Variable	Value	Variable	Value	
Diameter Of Cyclone Cylinder	8.0000			
Inlet Height Ratio	0.50000			
Inlet Width Ratio	0.20000			
Cyclone Dust Outlet Diameter Ratio	0.37500			
Cyclone Gas Outlet Diameter Ratio	0.50000			
Gas Outlet Tube Length Ratio	0.50000			
Superficial Gas Velocity	900.00			
Pressure Drop To Inlet	200.00			
Absolute Pressure At Cyclone Inlet	1700.0			
Goal Efficiency For Design Mode (Wt%)	100.00			
Minimum Cyclone Diameter	7.7500			
Maximum Cyclone Diameter	8.0000			
Maximum Pressure Drop	200.00			
Tolerance For Cyclone Body Diameter	0.0030000			

Respecto al número de ciclones conectados y el tamaño de las partículas

Integer Data for Unit		Heat Balance Data	
Variable	Value	Variable	Value
Number Of Particle Size To Be Specified	10		
Number Of The Component To Be Specified	10		
Maximum Number Of Cyclones	6		

En este trabajo no se tomó en cuenta el agua en la corriente de gas ni en la corriente de aceite debido que se centró en evaluar el mejoramiento de la separación tomando como punto de referencia las fracciones molares de los componentes hidrocarburos.

Las composiciones son las que se reportan en la tabla 20.

Es importante hacer notar que debido a que el separador no descarga los líquidos a las condiciones estándar, existen componentes ligeros que cambian a fase gaseosa cuando se llevan al laboratorio puesto que para realizar la cromatografía se lleva la muestra a condiciones estándar teniendo una muestra gaseosa en la línea de descarga del aceite, la cual se reporta en la tabla 19.

Tabla 20 Resultados de la simulación ciclónica en PRO II

Stream (Summary)	UOM	ACEITE	Fraccion Mol ACEITE	AGUA	ALIMENTACION	GAS	Fraccion Mol GAS
Name		ACEITE		AGUA	ALIMENTACION	GAS	
Description		Corriente de aceite		Corriente de Agua	corriente de alimentacion	Corriente de gas	
Phase		Liquid		N/A	Mixed	Vapor	
Thermodynamic System		N/A		N/A	N/A	N/A	
Total Molar Rate	lb-mol / day	212312303.3		0	746015026.8	533702723.4	
Total Mass Rate	lb / day	27344720327	N/A	N/A	38496040638	11151320358	
Temperature	F	60.00001952	N/A	N/A	219.199989	60.00001952	
Pressure	psia	14.69993721	N/A	N/A	1699.999971	14.69993721	
Total Molecular Weight		128.7947985	N/A	N/A	51.60223219	20.89425417	
Total Specific Enthalpy	BTU / lb	18.90346902	N/A	N/A	119.9492964	120.6685896	
Total Cp	BTU/lb-F	0.486312698	N/A	N/A	0	0.466625651	
Total Molar Component Rates	lb-mol / day						
CO2		78190.16562	0.008487	N/A	12367521.6	12289331.42	0.02467
N2		1486.177097	0.002508	N/A	2381964.16	2380477.98	0.00843
H2S		82233.27223	0.004696	N/A	4079847.124	3997613.849	0.00169
METHANE		931684.1185	0.355538	N/A	438014748.9	437083064.3	0.81877
ETHANE		628202.6767	0.028975	N/A	43940976.74	43312774.03	0.08883
PROPANE		981467.275	0.011679	N/A	17306730.22	16325262.93	0.03472
IBUTANE		403423.2798	0.002562	N/A	2954885.16	2551461.879	0.00536
BUTANE		1274732.332	0.006566	N/A	6477481.312	5202748.978	0.0108
IPENTANE		973204.818	0.004442	N/A	2548324.451	1575119.633	0.00239
PENTANE		1941066.739	0.008059	N/A	4274177.464	2333110.729	0.0034
HEXANE		11294845.75	0.03956	N/A	15102726.38	3807880.654	0.00093
HEPTANE		16681115.3	0.049184	N/A	18345532.04	1664416.775	0
OCTANE		20087561.31	0.05545	N/A	20682736.13	595174.8584	0
NONANE		22669058.7	0.061324	N/A	22873739.95	204681.304	0
DECANE		134283826.5	0.353776	N/A	134642235.1	358409.0204	0
H2O		204.9999357	N/A	N/A	21400.03737	21195.03741	0

9.2.2.2 Composición del gas.

La composición del gas es obtenida de muestreo directo de la salida del separador llevándose al laboratorio lo cual reporta.

Tabla 21 Composición del gas .

Componente	Peso molecular	WT global	%mol global	grupo
CO2	44.01	5.3777	2.467	2.467
H2S	34.08	1.422	0.843	0.843
N2	28.01	0.235	0.169	0.169
C1	16.04	65.037	81.877	81.877
C2	30.07	13.228	8.883	8.883
C3	44.1	7.583	3.472	3.472
i-C4	58.12	1.543	0.536	0.536
n-C	58.12	3.108	1.08	1.08
i-C5	72.15	0.854	0.239	0.239
n-C5	72.15	1.215	0.34	0.34
C6	85	0.397	0.093	-
Metil-Ciclo-C5	84.16	0	0	-
Benceno	84.16	0	0	-
Ciclo-C6	82.15	0	0	-
C7	99	0	0	-
Metil-Ciclo-C6	98.19	0	0	0.093
Tolueno	92.14	0	0	-
C8	113	0	0	-
Etil-Benceno	106.17	0	0	-
M&P-Xileno	106.17	0	0	-
O-Xileno	106.17	0	0	-
C9	128.3	0	0	0
C10	134	0	0	-
C11	147	0	0	-
C12	161	0	0	-
C13	175	0	0	-
C14	190	0	0	0
C15	206	0	0	-
C16	222	0	0	-
C17	237	0	0	-
C18	251	0	0	-
C19	263	0	0	0
C20+	580	0	0	-

9.2.3 Composición Ideal (simulación Flash).

Para poder tener una composición ideal que sirva como margen de comparación respecto a las composiciones de los separadores convencionales y optimizados, se realizó una simulación flash utilizando la ecuación de estado de Peng Robinson ya que esta ecuación fue diseñada para predecir el comportamiento de los hidrocarburos. Peng Y Robinson mejoraron la ecuación de estado de Soave Redlich Kwon para predecir las densidades de líquidos y otras propiedades físicas, principalmente en las vecindades de la región crítica (muy apropiado para los fluidos petroleros en yacimientos muy cercanos al punto crítico), donde se elimina la consideración de que el volumen de las moléculas respecto al volumen total que ocupa el gas es insignificante y también que las fuerzas moleculares no afectan el comportamiento del gas; teniendo como resultado de sus investigaciones la ecuación siguiente:

$$\left[p + \frac{a_T}{V_M(V_M + b) + b(V_M - b)} \right] (V_M - b) = RT \dots\dots\dots (Ec. 83)$$

En donde el termino a_T es independiente de la temperatura tal como en la ecuación de estado de Soave Redlich Kwon. Sin embargo, manifiestan que a_T no presenta los mismos valores en ambas ecuaciones de estado. Los coeficientes a_c y b se calculan como:

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c} \dots\dots\dots (Ec. 84)$$

Y

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c} \dots\dots\dots (Ec. 85)$$

En donde Ω_a y Ω_b son los parámetros de las sustancias puras adimensionales de la ecuación de Peng-Robinson, siendo estas igual a 0.457234 y 0.077796, respectivamente. La ecuación para a_T se expresa como:

$$a_T = a_c \alpha \dots\dots\dots (Ec. 86)$$

Para el parámetro α dependiente de la temperatura se tiene,

$$\alpha^{1/2} = 1 + m(1 - T_r^{0.5}) \dots\dots\dots (Ec. 87)$$

Siendo el parámetro m definido por,

$$m = 0.379642 + 1.48503\omega - 0.1644\omega^2 + 0.016667\omega^3 \dots\dots\dots (Ec. 88)$$

Arreglando la ecuación 26 en forma del factor de compresibilidad

$$z^3 + (B-1)z^2 + (A-2B-3B^2)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \dots\dots\dots(Ec. 89)$$

Para esto se utilizó la regla de mezclado que propone Peng Robinson la cual es, para la fase líquida,

$$a_T = \sum \sum [x_i x_j (a_{Ti} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij})] \dots\dots\dots(Ec. 90)$$

Y para la fase gaseosa es,

$$a_T = \sum \sum [y_i y_j (a_{Ti} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij})] \dots\dots\dots(Ec. 91)$$

Teniendo que para calcular los parámetros A y B para resolver la ecuación de estado para mezclas las siguientes expresiones.

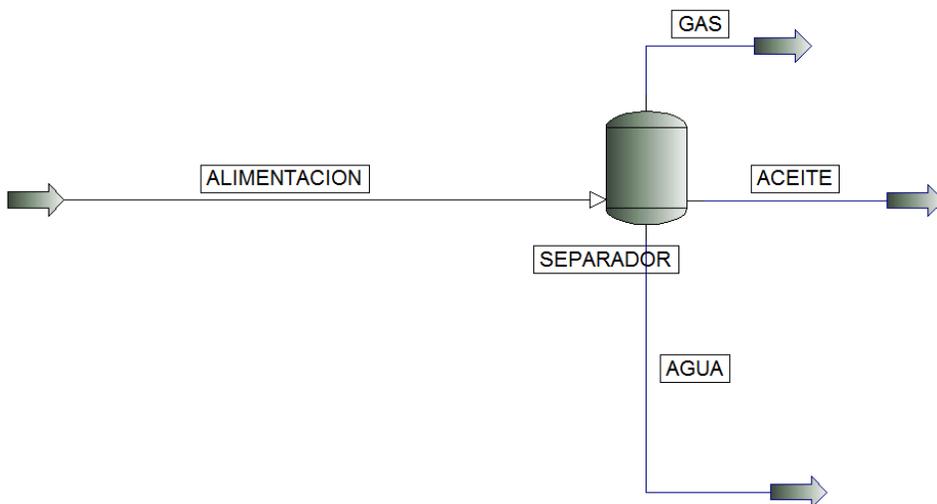
$$A = \frac{a_T p}{(RT)^2} \dots\dots\dots(Ec. 92)$$

Y

$$B = \frac{bp}{RT} \dots\dots\dots(Ec. 93)$$

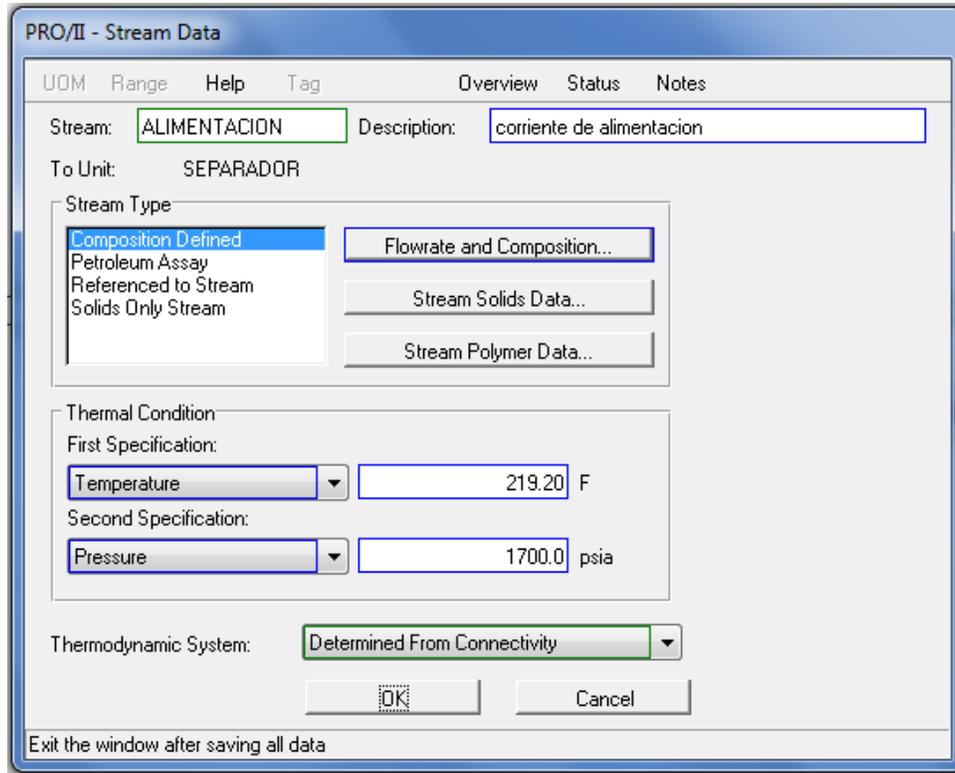
Utilizando esta ecuación de estado y con un software de proceso llamado PRO II, se simuló una separación Flash de la composición de alimentación; el diagrama de flujo de la simulación es el siguiente:

Ilustración 52 Esquema del diagrama de flujo de la simulación.



La composición de alimentación es la obtenida del recombinado y las condiciones de la corriente de alimentación las cuales son Presión = 1700 psia, Temperatura = 219.20 °F; como se indica en la ventana de propiedades de la simulación.

Ilustración 53 ventana de propiedades de presión y temperatura de la simulación



La simulación se lleva hasta las condiciones estándar (14.73 psia y 60°F) como indica la siguiente ventana de propiedades.

Ilustración 54 Ventana de propiedades a las cuales llevo la simulación.

PRO/II - Flash Drum

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: SEPARADOR Description: Simulacion de Separacion Flash

First Specification

Pressure Drop 1685.3 psi Thermodynamic System: Default (PR01)

Second Specification

Unit Specification: Temperature 60.00 F

Product Specification:

Parameter = value within the default tolerance

Temperature Estimate: F

Pressure Estimate: psia

Pseudostream Flowrate: 0.00000 lb-mol/day

Product Phases...
Print Options...
Entrainment...

OK Cancel

Select the thermodynamic system

Los resultados de la simulación son los siguientes, estando en lb-mol/día de cada componente agrupando las fracciones molares de los componentes más pesados que el Decano en un pseudo componente llamado C10+

Ilustración 55 Resultados de la simulación.



STREAM ID	ACEITE	ALIMENTACION	GAS
NAME	Corriente de	corriente de	Corriente de
PHASE	aceite	alimentacion	gas
THERMO ID	WET LIQUID	MIXED	WET VAPOR
	PR01	PR01	PR01
FLUID RATES, LB-MOL/DAY			
1	CO2	78190.0290	1.2368E+07
2	N2	1486.1745	2.3820E+06
3	H2S	82233.1287	4.0798E+06
4	METHANE	931682.4901	4.3801E+08
5	ETHANE	628201.5793	4.3941E+07
6	PROPANE	981465.5605	1.7307E+07
7	IBUTANE	403422.5754	2.9549E+06
8	BUTANE	1.2747E+06	6.4775E+06
9	IPENTANE	973203.1186	2.5483E+06
10	PENTANE	1.9411E+06	4.2742E+06
11	HEXANE	1.1295E+07	1.5103E+07
12	HEPTANE	1.6681E+07	1.8346E+07
13	OCTANE	2.0088E+07	2.0683E+07
14	NONANE	2.2669E+07	2.2874E+07
15	DECANE	1.3428E+08	1.3464E+08
16	H2O	204.9996	21400.0000
TOTAL RATE, LB-MOL/DAY			
		2.1231E+08	7.4601E+08
TEMPERATURE, F			
		60.0000	219.2000
PRESSURE, PSIA			
		14.6999	1700.0000
ENTHALPY, MM BTU/DAY			
		516911.8813	4.6176E+06
MOLECULAR WEIGHT			
		128.7948	51.6022
MOLE FRAC VAPOR			
		0.0000	0.4902
MOLE FRAC TOTAL LIQUID			
		1.0000	0.5098
v.0000			
MOLE FRAC H/C LIQUID			
		1.0000	0.5098
MOLE FRAC FREE WATER			
		0.0000	0.0000

Convirtiendo las lb-mol/día de cada componente en fracción mol, dando una composición de cada corriente de líquido y gas, como se muestra a continuación.

Tabla 22 Tabla de conversión de lb-mol a % Mol

FLUID	RATES	MIX (LB-MOL/D)/OIL (LB-MOL/DAY)	GAS (LB-MOL/DAY)	Gas (%mol)	Aceite (%mol)	
1	CO2	1.24E+07	78190.029	1.23E+07	0.0230260	0.0003683
2	N2	2.38E+06	1486.1745	2.38E+06	0.0044604	0.0000070
3	H2S	4.08E+06	82233.1287	4.00E+06	0.0074904	0.0003873
4	METHANE	4.38E+08	931682.4901	4.37E+08	0.8189620	0.0043883
5	ETHANE	4.39E+07	628201.5793	4.33E+07	0.0811561	0.0029589
6	PROPANE	1.73E+07	981465.5605	1.63E+07	0.0305883	0.0046228
7	IBUTANE	2.95E+06	403422.5754	2.55E+06	0.0047808	0.0019002
8	BUTANE	6.48E+06	1.27E+06	5.20E+06	0.0097484	0.0060040
9	IPENTANE	2.55E+06	973203.1186	1.58E+06	0.0029513	0.0045839
10	PENTANE	4.27E+06	1.94E+06	2.33E+06	0.0043716	0.0091428
11	HEXANE	1.51E+07	1.13E+07	3.81E+06	0.0071349	0.0532005
12	HEPTANE	1.83E+07	1.67E+07	1.66E+06	0.0031186	0.0785691
13	OCTANE	2.07E+07	2.01E+07	595173.8183	0.0011152	0.0946164
14	NONANE	2.29E+07	2.27E+07	204680.9463	0.0003835	0.1067731
15	DECANE +	1.35E+08	1.34E+08	358408.394	0.0006716	0.6324714
16	H2O	21400	204.9996	21195.0004	0.0000397	0.0000010
TOTAL RATE	(LB-MOL/DAY)	7.46E+08	2.12E+08	5.34E+08	0.997788645	0.9999948
TEMPERATURE	(F)	219.2	60	60		
PRESSURE	(PSIA)	1700	14.6999	14.6999		

9.3 Eficiencia de separación.

Existen dos métodos para calcular la relación gas líquido de una mezcla de fluidos, el primero es con ecuación de estado y el segundo es empíricamente (gráficas de resultados experimentales).

En el cálculo con ecuaciones de estado existen varias ecuaciones que intentan predecir el comportamiento del fluido en base a sus propiedades físicas, aunque este modelado sea el más sencillo de utilizar puede traer varios problemas si no se toma en cuenta las consideraciones que se hacen en cada modelo matemático ya que los efectos despreciados en un modelo podrían tener una influencia considerable en el comportamiento del fluido debido a las condiciones a las cuales está siendo sometido.

Un ejemplo de esto es la ecuación de Dalton la cual se basa en la presunción de que el gas se comporta como un gas ideal, donde el diámetro de las moléculas es el mismo y es despreciable, las fuerzas intermoleculares de atracción y repulsión son las mismas en todas las moléculas y son despreciables.

La ecuación de Raoult se basa en la presunción de que el líquido se comporta como un fluido ideal, para el cálculo de las propiedades del fluido con esta ecuación debe tenerse en cuenta que solo se predicen valores aceptables para mezclas de componentes muy similares química y físicamente, algo que no sucede con una mezcla tan compleja como es la del petróleo crudo.

Para el cálculo de la eficiencia de separación se decidió utilizar el método de valores empíricos ya que para obtener aproximaciones adecuadas el mejor método para predecir la relación Gas-Líquido para mezclas tan complejas como el petróleo crudo es en base de correlaciones empíricas (tablas Apéndice A).

Se llevaron los fluidos de la corriente de gas y de líquido a condiciones estándar y se calculó la relación gas-líquido que existe en la mezcla (K) para identificar la cantidad de líquido en la corriente de gas y la cantidad de gas en la corriente de líquido para con esto evaluar la eficiencia de separación del separador convencional con placa desviadora y el separador optimizado con el ciclónico interno.

Matemáticamente la relación Gas-Líquido está definida como:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j}$$

Donde:

K_j : fracción Gas entre el líquido.

Y_j : fracción del componente j en la fase gaseosa a las condiciones de presión y temperatura dadas.

X_j : fracción del componente i en la fase de líquido a las condiciones de presión y temperatura dadas.

Donde la relación matemática que existe entre las fases es:

$$\sum_j X_j = \sum_j \frac{Z_j}{1 + n_g (K_j - 1)} = 1$$

$$\sum_j Y_j = \sum_j \frac{Z_j}{1 + n_l \left(\frac{1}{K_j} - 1\right)} = 1$$

Donde:

n_g : fracción mol de la mezcla en fase gaseosa.

n_l : fracción mol de la mezcla en fase líquida.

Con base en lo anterior se puede calcular la eficiencia de separación en función de cuánto líquido hay en la corriente de gas y cuanto gas hay en la corriente de líquido de cada separador, estableciendo como parámetro que cero líquido en la corriente de gas es una separación referente al gas del 100% y cero gas en la corriente de líquido nos da una separación del 100% en referencia a la separación de líquido.

9.3.1 Eficiencia de separación en la corriente de gas del separador convencional.

Con las ecuaciones de que describen la fracción molde líquido y fracción mol de gas de cada componente:

$$\sum_j X_j = \sum_j \frac{Z_j}{1 + n_g (K_j - 1)} = 1$$

$$\sum_j Y_j = \sum_j \frac{Z_j}{1 + n_l \left(\frac{1}{K_j} - 1\right)} = 1$$

Y con los valores de la constante de equilibrio a las condiciones de salida del separador que son (105 Kg/cm², 104 °C) tomados de las gráficas de constantes de equilibrio liquido vapor para cada componente de la corriente se tiene la siguiente tabla de resultados, donde Zi es la fracción mol de cada componente de la salida del separador, K(P,T) es la constante de equilibrio a esas condiciones de presión y temperatura de cada componente, Com Liq es la fracción mol en fase líquida de cada componente, Com Gas es la fracción mol de cada componente en la fase gaseosa.

Estos valores son para la salida de gas del separador convencional y la eficiencia se calcula comparando que cantidad de líquido está presente en esta corriente de salida.

Componente	%mol	Zi	K(P,T)	Com Liq	Com Gas
C02	1.3	0.013	2.0396078	0.006787	0.0138428
H2S	0.2	0.002	2.1	0.001016	0.0021335
N2	0.8	0.008	1.1	0.0073526	0.0080878
C1	75.26	0.7526	3.2	0.2562296	0.8199346
C2	5.01	0.0501	1.3	0.0396309	0.0515202
C3	1.8	0.018	0.78	0.0223248	0.0174133
i-C4	0.68	0.0068	0.5	0.0121488	0.0060744
n-C4	1.5	0.015	0.44	0.0295921	0.0130205
i-C5	1.62	0.0162	0.27	0.0453529	0.0122453
n-C5	0.92	0.0092	2.3	0.0042896	0.0098661
Pseudo C6	2.18	0.0218	0.13	0.0931937	0.0121152
Pseudo C7	8.73	0.0873	0.07	0.4820847	0.0337459
Pseudo C8	-	0	0.027	0	0
Pseudo C9	-	0	0.0185	0	0
Pseudo C10	-	0	0.0095	0	0
Total		1		1	1
		ng	0.88055		
		nl	0.11945		

Puede notarse en estos resultados que la cantidad de líquido respecto a la cantidad de gas es muy inferior ya que es de esperarse que los hidrocarburos que salen por la línea de gas sean mayoritariamente gaseosos por no decir que sería ideal esperar recolectar lolamente gas.

9.3.2 Eficiencia de separación en la corriente de gas del separador optimizado.

Estos valores son para la corriente de salida de gas en el separador optimizado y nuevamente se calcula la eficiencia de separación para el gas comparando la cantidad de hidrocarburos en la fase liquida que se encuentran en comparación con la fase gaseosa.

Componente	%mol	Zi	K(P,T)	Com Liq	Com Gas
C02	1.25	0.0125	2.0396078	0.0064042	0.0130621
H2S	0.28	0.0028	2.1	0.001395	0.0029295
N2	0.5	0.005	1.1	0.0045806	0.0050387
C1	78.93	0.7893	3.2	0.2618539	0.8379326
C2	4.36	0.0436	1.3	0.0342048	0.0444663
C3	1.94	0.0194	0.78	0.0242934	0.0189488
i-C4	0.42	0.0042	0.5	0.0077461	0.003873
n-C4	1.63	0.0163	0.44	0.0334513	0.0147186
i-C5	0.59	0.0059	0.27	0.0177911	0.0048036
n-C5	0.82	0.0082	2.3	0.0037439	0.0086109
Pseudo C6	1.12	0.0112	0.13	0.0550516	0.0071567
Pseudo C7	8.16	0.0816	0.07	0.5494557	0.0384619
Pseudo C8	-	0	0.027	0	0
Pseudo C9	-	0	0.0185	0	0
Pseudo C10	-	0	0.0095	0	0
Total		1		0.99997	1
		ng	0.91558		
		nl	0.08442		

Puede notarse en este caso que la cantidad de líquido que es arrastrada en la corriente de gas es menor indicando que es mayor la capacidad de separar las fases cuando se instala el separador ciclónico.

9.3.3 Eficiencia de separación en la corriente de líquido del separador convencional.

Para calcular la eficiencia de separación respecto al líquido del separador convencional se tomaron los datos de salida del separador convencional y se simulo una separación con

constantes de equilibrio a las condiciones de salida del separador las cuales presentan los siguientes resultados.

Componente	%mol	Zi	K(P,T)	Com Liq	Com Gas
C02	0.8302	0.008302	2.0396078	0.0070396	0.014358
H2S	0.19	0.0019	2.1	0.001597	0.0033537
N2	0.5123	0.005123	1.1	0.0050361	0.0055397
C1	38.2016	0.382016	3.2	0.2769235	0.8861553
C2	2.9885	0.029885	1.3	0.0284146	0.0369389
C3	1.2908	0.012908	0.78	0.0134172	0.0104654
i-C4	0.4228	0.004228	0.5	0.0046271	0.0023135
n-C4	0.9387	0.009387	0.44	0.0103908	0.0045719
i-C5	0.6854	0.006854	0.27	0.0078414	0.0021172
n-C5	0.9039	0.009039	2.3	0.0073833	0.0169816
Pseudo C6	3.7625	0.037625	0.13	0.0442686	0.0057549
Pseudo C7	5.1258	0.051258	0.07	0.0610523	0.0042737
Pseudo C8	5.6851	0.056851	0.027	0.0683176	0.0018446
Pseudo C9	6.2351	0.062351	0.0185	0.0750592	0.0013886
Pseudo C10	32.2273	0.322273	0.0095	0.388684	0.0036925
Total	100	1		1.0001	0.9997
		ng	0.1725		
		nl	0.8275		

Puede notarse en este caso que la cantidad de líquido respecto a la cantidad de gas es muy superior, lo que es lo esperado ya que se está analizando la salida del líquido, también puede notarte que si bien la cantidad de gas es menor que la del líquido esta representan 17% que sería deseable que fuera menor.

9.3.4 Eficiencia de separación en la corriente de líquido del separador optimizado.

En este caso los datos son tomados de la salida de aceite del separador optimizado la cual se llevó acabo con la simulación en el software de proceso PRO II, a la composición que nos arroja el simulador se simula una separación con constantes de equilibrio a las condiciones de salida (105 Kg/cm², 104 °C), lo cual arroja unos resultados como se muestran en la siguiente tabla.

Componente	%mol	Zi	K(P,T)	Com Liq	Com Gas
C02	0.8487	0.008487	2.0396078	0.0075109	0.0153194
H2S	0.2508	0.002508	2.1	0.0022048	0.0046302
N2	0.4696	0.004696	1.1	0.004638	0.0051018
C1	35.5538	0.355538	3.2	0.2788533	0.8923305

C2	2.8975	0.028975	1.3	0.0279277	0.036306
C3	1.1679	0.011679	0.78	0.0120093	0.0093672
i-C4	0.2562	0.002562	0.5	0.0027328	0.0013664
n-C4	0.6566	0.006566	0.44	0.0070602	0.0031065
i-C5	0.4442	0.004442	0.27	0.004888	0.0013198
n-C5	0.8059	0.008059	2.3	0.0069325	0.0159447
Pseudo C6	3.956	0.03956	0.13	0.0443871	0.0057703
Pseudo C7	4.9184	0.049184	0.07	0.0556538	0.0038958
Pseudo C8	5.545	0.05545	0.027	0.0631279	0.0017045
Pseudo C9	6.1324	0.061324	0.0185	0.0698998	0.0012932
Pseudo C10	36.097	0.36097	0.0095	0.4119781	0.0039138
Total	100	1		0.9998	1.0014
		ng	0.1250001		
		nl	0.8749999		

Puede notarse en este caso que la cantidad de gas que presenta la fase líquida respecto al separador convencional es menor lo que indica que efectivamente el separador ciclónico aumenta la eficiencia de separación tanto en el líquido como en el gas.

9.3.5 Eficiencia de separación en la corriente de gas de la separación Flash

Estos datos corresponden a la composición de la salida del gas en la simulación flash, y haciendo el mismo procedimiento de calcular con constantes de equilibrio la fracción de líquido de cada componente hidrocarburo, esto para evaluar la eficiencia de separación, cabe recordar que se toma como una separación ideal.

Componente	%mol	Zi	K(P,T)	Com Liq	Com Gas
C02	2.303	0.023	78.994	0	0.023
H2S	0.749	0.007	20	0	0.007
N2	0.446	0.004	550	0	0.004
C1	81.9	0.819	260	0.003	0.819
C2	8.116	0.081	24	0.003	0.081
C3	3.059	0.031	6.7	0.005	0.031
i-C4	0.478	0.005	2.4	0.002	0.005
n-C4	0.975	0.01	1.7	0.006	0.01
i-C5	0.295	0.003	0.6	0.005	0.003
n-C5	0.437	0.004	0.6	0.007	0.004
Pseudo C6	0.713	0.007	0.12	0.059	0.007
Pseudo C7	0.312	0.003	0.038	0.082	0.003

Pseudo C8	0.112	0.001	0.012	0.093	0.001
Pseudo C9	0.038	0	0.004	0.104	0
Pseudo C10	0.067	0.001	0.001	0.56	0.001
Total		1		0.92944	1
		ng		1	
		nl		0	

Puede notarse que la fracción del gas es 1 interpretándose que no existe ninguna fracción líquida, lo que corresponde con la idealización que se hizo para tener un parámetro de comparación respecto al separador convencional y optimizado.

9.3.6 Eficiencia de separación en la corriente de líquido de la separación Flash

Estos datos corresponden a la composición de la salida del líquido en la simulación flash, aplicando el mismo proceso de simular una separación con constantes de equilibrio se tienen los siguientes resultados.

Componente	%mol	Zi	K(P,T)	Com Liq	Com Gas
C02	0.037	0	78.994	0	0.029
H2S	0.039	0	20	0	0.008
N2	0.001	0	550	0	0.004
C1	0.439	0.004	260	0.004	0.9
C2	0.296	0.003	24	0.003	0.071
C3	0.462	0.005	6.7	0.005	0.031
i-C4	0.19	0.002	2.4	0.002	0.005
n-C4	0.6	0.006	1.7	0.006	0.01
i-C5	0.458	0.005	0.6	0.005	0.003
n-C5	0.914	0.009	0.6	0.009	0.005
Pseudo C6	5.32	0.053	0.12	0.053	0.006
Pseudo C7	7.857	0.079	0.038	0.079	0.003
Pseudo C8	9.462	0.095	0.012	0.095	0.001
Pseudo C9	10.677	0.107	0.004	0.107	0
Pseudo C10	63.248	0.632	0.001	0.632	0.001
Total		1		1	0.99985
		ng		0	
		nl		1	

En estos resultados puedo notarse que no existe fracción gaseosa y todo se encuentra en el estado líquido, lo que corresponde con la idealización.

9.4 Comparación composicional de las corrientes de fluidos.

Para poder evaluar el aumento de la eficiencia de separación de un separador convencional con placa desviadora en comparación con uno optimizado con internos ciclónicos, tienen que evaluarse las composiciones de salida del gas y del líquido en ambos separadores y verificar si efectivamente el separador ciclónico contiene menos componentes hidrocarburos pesados en la corriente de gas y menos hidrocarburos ligeros en la corriente de líquido en comparación con el separador convencional.

Añadido a esto también se comparara una separación Flash (Separación Ideal) para poder tener un punto de referencia y poder realizar conclusiones adecuadas.

9.4.1 Corriente de líquido.

Las muestras de fluidos recuperados en la salida del separador convencional y optimizado varían en el tiempo, ya que se tomó la muestra para el separador convencional con el año del 2009 y las del separador optimizado en 2013, esto nos da un diferencial de tiempo de cuatro años de producción del yacimiento que podría ocasionar un error ya que las composiciones del hidrocarburo en el yacimiento pudieron variar en 4 años debido a los cambios de presión y a que los componentes ligeros fluyen más fácilmente en el sistema roca fluidos, que los componentes pesados; si bien se hubiera querido que las muestra se hubieran tomado en el mismo tiempo esto no fue posible, pero se considera que esa variación en la composición podría despreciarse ya que el yacimiento se encuentra sobre la presión de burbuja y este fenómeno se espera no haya impactado demasiado.

Tabla 23 Composiciones de las corrientes de Aceite.

Componente	%Mol de las corrientes de Aceite		
	Flash	Optimizado	Convencional
C02	0.0368	0.8487	0.8302
H2S	0.0387	0.2508	0.19
N2	0.0007	0.4696	0.5123
C1	0.4388	35.5538	38.2016
C2	0.2959	2.8975	2.9885
C3	0.4623	1.1679	1.2908
i-C4	0.19	0.2562	0.4228
n-C4	0.6004	0.6566	0.9387
i-C5	0.4584	0.4442	0.6854
n-C5	0.9143	0.8059	0.9039
Pseudo C6	5.3201	3.956	3.7625
Pseudo C7	7.8569	4.9184	5.1258

Pseudo C8	9.4616	5.545	5.6851
Pseudo C9	10.6773	6.1324	6.2351
Pseudo C10	63.2471	35.3776	32.1589

9.4.1.1 Componentes no hidrocarburos.

Componente	%Mol de las corrientes de Aceite		
	Flash	Optimizado	Convencional
CO2	0.0368	0.8487	0.8302
H2S	0.0387	0.2508	0.19
N2	0.0007	0.4696	0.5123

Puede notarse que los componentes no hidrocarburos en la separación Flash son mucho menores en la fase líquida ya que estos se encuentran en fase gaseosa a las condiciones estándar (14.7 psia y 60°F) por ello se espera que se encuentren en la corriente de gas, cosa que sí pasa en la separación Flash, ya que es una separación idealizada del proceso que se presenta en la batería de separación.

La concentración de componentes no hidrocarburos en las separaciones de las baterías optimizadas y convencionales son mucho mayores que la separación Flash debido principalmente a dos razones:

1.- Las condiciones de presión y temperatura del separador no son las condiciones estándar sino que están descargando a una presión y temperatura mucho mayor, lo cual hace que se encuentre en diferente posición cada componente no hidrocarburo en su diagrama de fase, cambiando la cantidad en estado líquido y la cantidad en estado gaseoso.

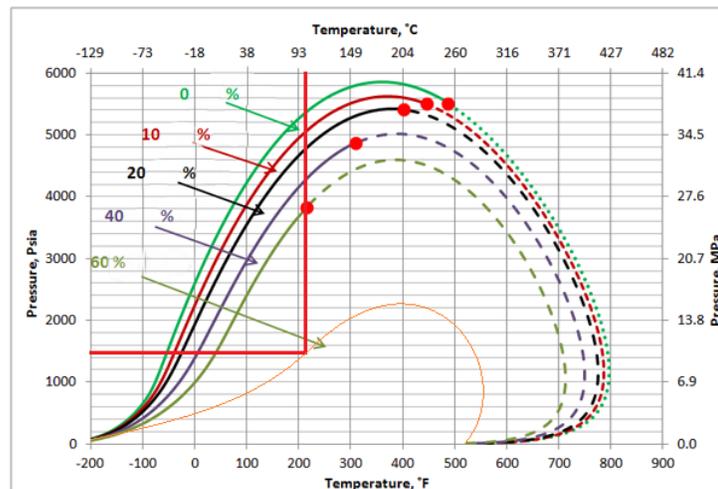
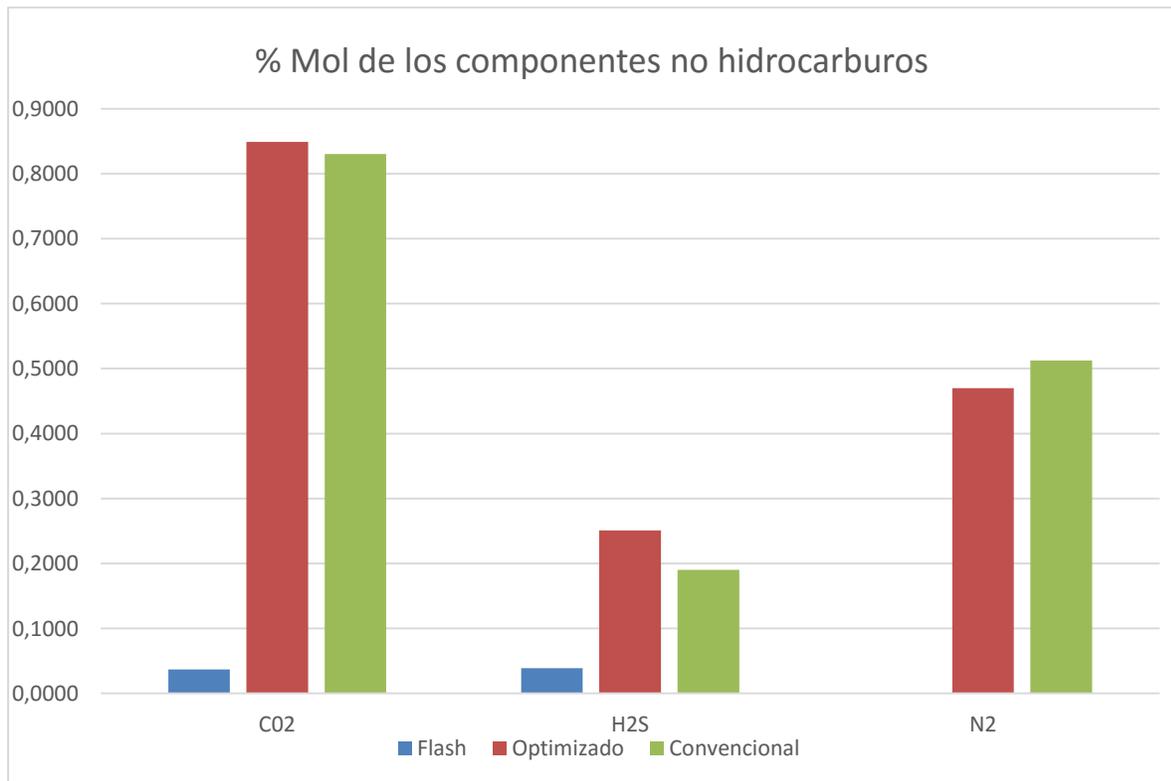


Ilustración 56 Diagrama de fase del CO2.

Siendo el mismo caso para el H₂S pero no para el nitrógeno ya que este no es miscible en el aceite a estas condiciones.

2.- La batería de separación no tiene el tiempo suficiente para que todas las burbujas de los componentes no hidrocarburos se separen de la fase líquida, quedando algunas atrapadas en esta fase y aumentando su concentración como puede observarse en la Ilustración 57.

Ilustración 57 Comparación de porcentaje mol de los componentes no hidrocarburos en la fase líquida.



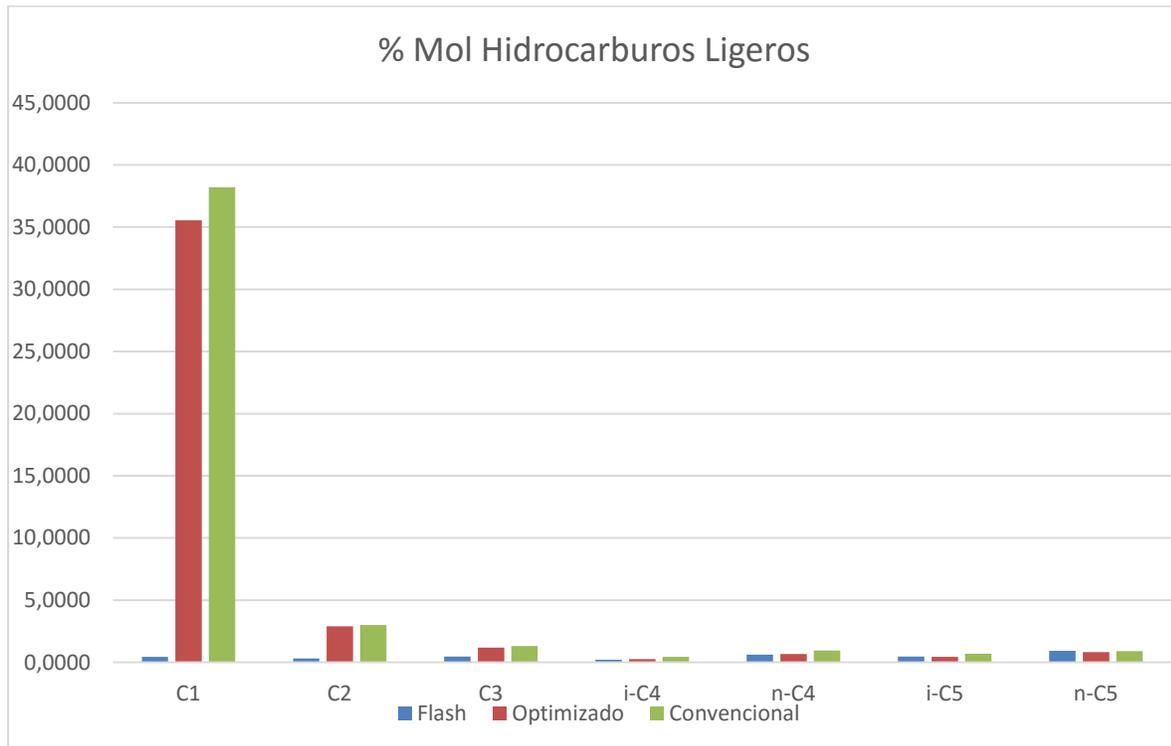
9.4.1.2 Componentes hidrocarburos ligeros.

Los hidrocarburos ligeros en la corriente de aceite, como se muestra en las Ilustración 46 son prácticamente nulos en la separación Flash, esto debido a que a condiciones estándar la mayor parte se encuentra en fase gaseosa, no siendo así en las composiciones del separador convencional y optimizado debido a que se encuentra a diferentes condiciones de presión y temperatura siendo éstas (105 Kg/cm² y 102 °C).

También es evidente que los porcentajes de componentes son mucho mayores en los más ligeros tales como Metano, Etano y Propano, disminuyendo conforme se hace más pesada la molécula, siendo a partir del C₅ que las composiciones prácticamente son iguales.

Puede notarse además que la eficiencia de separación del separador optimizado es mayor, pudiendo retirar mayor cantidad de componentes ligeros en comparación del convencional, como se ve en la Ilustración 58.

Ilustración 58 Comparación de porcentaje mol de los componentes ligeros en la fase líquida.



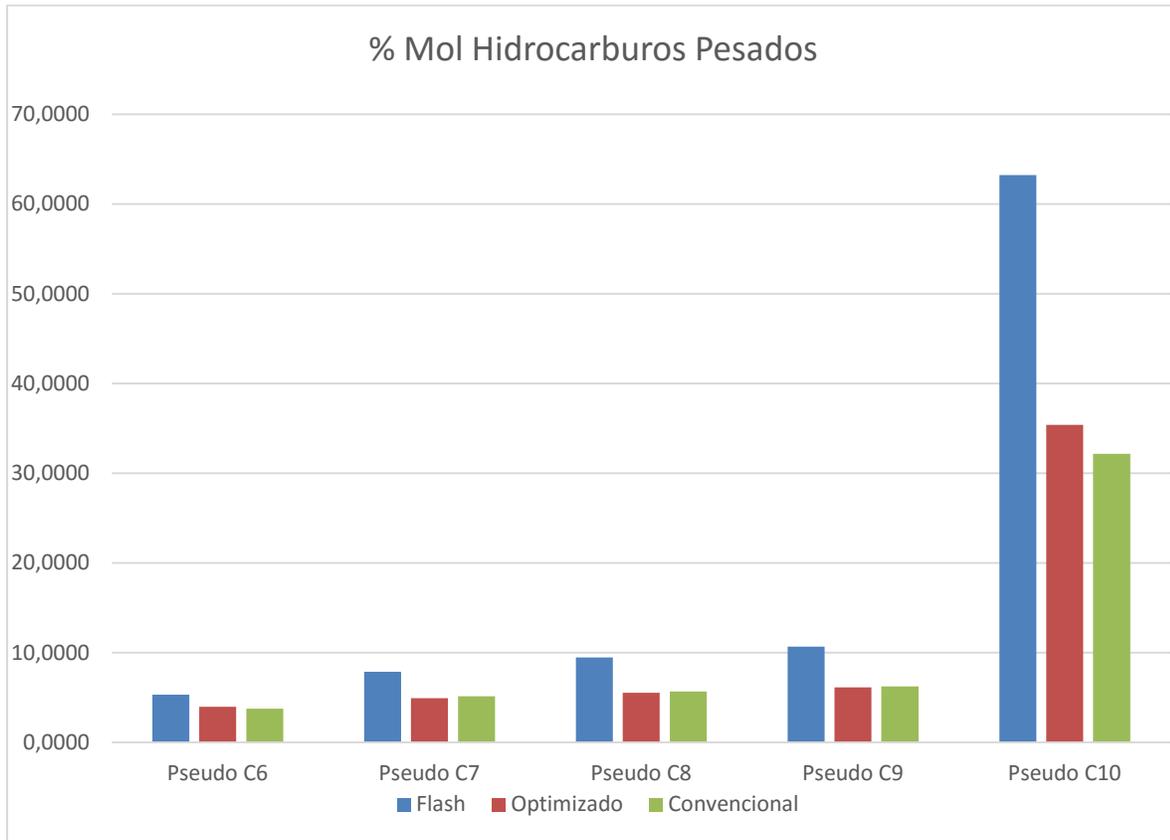
9.4.1.3 Componentes hidrocarburos pesados.

En este caso el porcentaje de componentes pesados en la corriente de líquido son menores que en la separación Flash debido a que la separación Flash (ideal) es más eficiente en separar los hidrocarburos y disminuir la concentración de hidrocarburos ligeros y aumentando la concentración de hidrocarburos pesados.

Debido a que los separadores son menos eficientes que la separación flash, la cantidad de hidrocarburos pesados es menor en la corriente de líquido.

También puede notarse que el separador optimizado va aumentando el porcentaje mol del hidrocarburo, mientras más pesado sea en comparación con el separador convencional ya que este presenta mayor eficiencia de separación, por consiguiente debería poder arrastrar mejor los hidrocarburos pesados en la corriente de líquido.

Ilustración 59 Comparación de porcentaje mol de los componentes pesados en la fase líquida.



9.4.2 Corriente de gas.

La composición de las fases gaseosas de los diferentes separadores con las que se muestran en la tabla 23.

Tabla 24 Composiciones de las fases gaseosas de las diferentes separaciones.

Componente	%Mol de las corrientes de Aceite		
	Flash	Optimizado	Convencional
C02	2.3026	1.25	1.3
H2S	0.74904	0.28	0.2
N2	0.44604	0.5	0.8
C1	81.8962	78.93	75.26
C2	8.11561	4.36	5.01
C3	3.05883	1.94	1.8
i-C4	0.47808	0.42	0.68
n-C4	0.97484	1.63	1.5

i-C5	0.29513	0.59	1.62
n-C5	0.43716	0.82	0.92
Pseudo C6	0.71349	1.12	2.18
Pseudo C7	0.31186	8.16	8.73
Pseudo C8	0.11152	-	-
Pseudo C9	0.03835	-	-
Pseudo C10	0.06716	-	-

9.4.2.1 Componentes no hidrocarburos.

En este caso el CO₂ y el H₂S en la separación Flash presentan valores más altos que los separadores de placa desviadora e interno ciclónico, esto debido a que la separación Flash es más eficiente y a diferentes condiciones de separación (la batería de separación no lleva los fluidos a las condiciones estándar).

No siendo el mismo caso para el Nitrógeno ya que es menor la cantidad de nitrógeno en la separación Flash en comparación con las demás separaciones, esto se debe a que el nitrógeno es inmisible con los líquidos a estas condiciones, por consiguiente, más gas nitrógeno se encuentra mezclado con los gases en comparación del CO₂ y el H₂S, que sí son miscibles en el líquido y presentan menos fracción mol en la fase gaseosa.

Tomando como punto de referencia las fracciones moles de los gases miscibles e inmiscibles de los separadores convencional y optimizado con respecto a las fracciones moles de la separación ideal (Flash), es evidente que el separador ciclónico es un poco más eficiente que el separador convencional de placa desviadora ya que el nitrógeno, es mayor en el separador convencional que en el optimizado, no siendo tan evidente en CO₂.

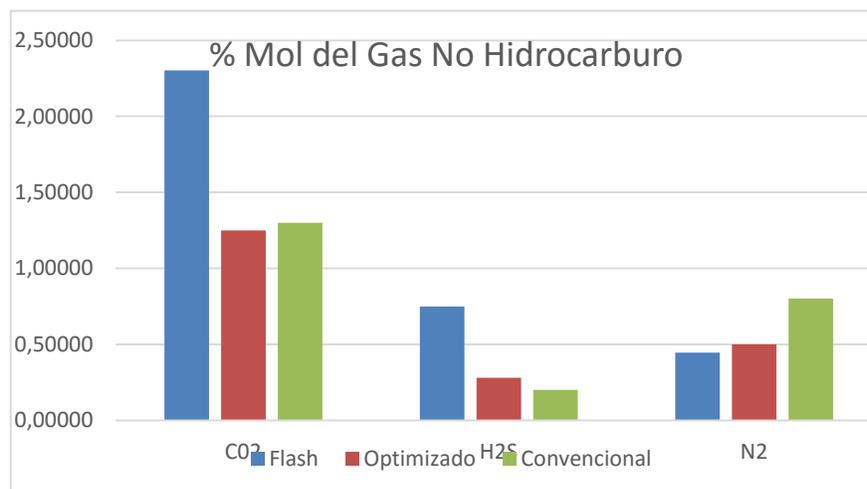
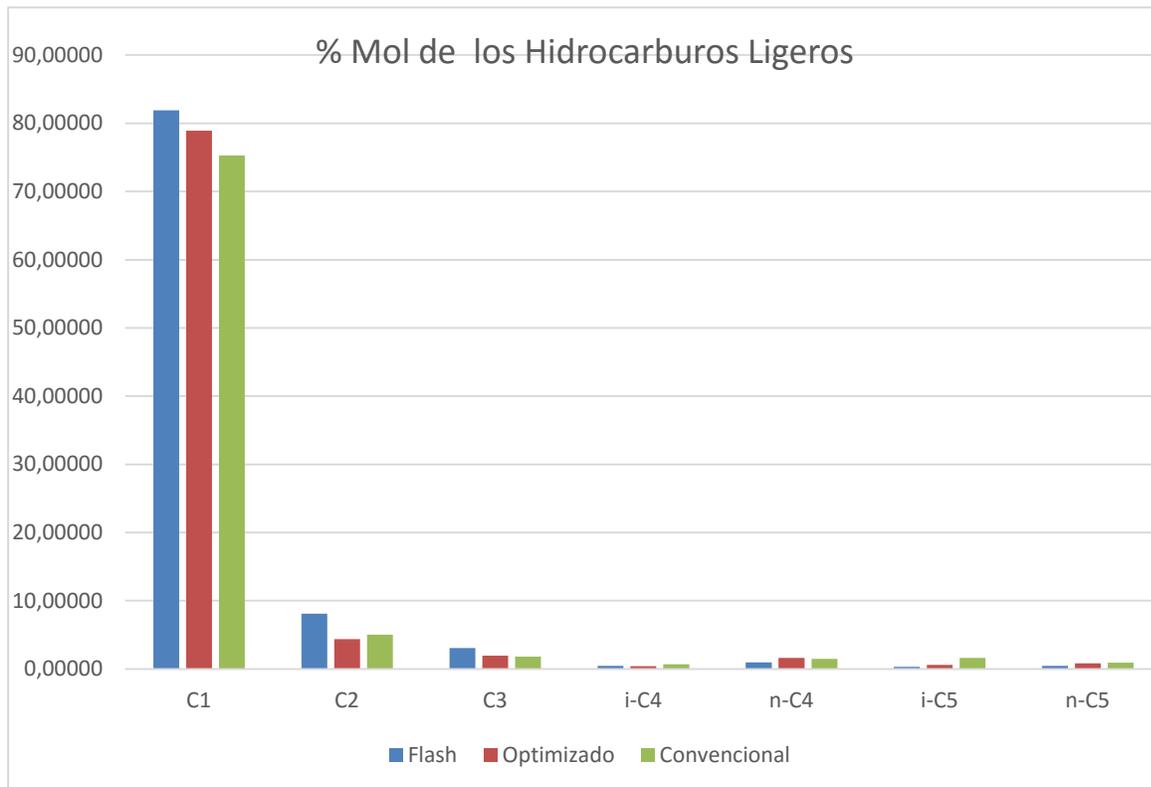


Ilustración 60 % Mol de los componentes no hidrocarburos

9.4.2.2 Componentes hidrocarburos ligeros.

Estos resultados muestran muy evidentemente que la separación de componentes ligeros en la corriente de gas se separa con mayor eficiencia en la separación optimizada que en la convencional ya que está presente mayor cantidad de componentes ligeros (C1, C2, C3) invirtiéndose la situación en los componentes un poco más pesados (C4 y C5), en la lógica de que como son un poco más pesados deberían estar en menor concentración en una separación ideal que en una separación menos eficiente.

Ilustración 61 % Mol de los componentes ligeros en la corriente de gas.



9.4.2.2.1 Cálculo de líquido arrastrado en la corriente de gas.

Una vez obtenidas las composiciones molares de cada uno de los componentes mediante el método de recombinado, se procede a calcular el arrastre de líquidos en la corriente de gas para los dos casos que se tiene a evaluar (convencional y ciclónico), el procedimiento consiste en utilizar el factor de recuperación de líquidos por cada componente y con éste mismo hacer el cálculo general de aceite en barriles recuperados para la corriente de gas convencional y optimizado (con ciclones).

Tabla 25.- Recuperación de líquidos para la corriente convencional.

Componente	%mol	yi	ft3 gas/gal líquido	gal liq/Mpc
C02	1.3000	0.013	58.807	0.221062118
H2S	0.2000	0.002	74.401	0.026881359
N2	0.8000	0.008	91.413	0.087514905
C1	75.2600	0.7526	59.135	12.72681153
C2	5.0100	0.0501	37.476	1.336855588
C3	1.8000	0.018	36.375	0.494845361
i-C4	0.6800	0.0068	30.639	0.221939358
n-C4	1.5000	0.015	31.79	0.471846493
i-C5	1.6200	0.0162	27.393	0.591391961
n-C5	0.9200	0.0092	27.674	0.332442003
Pseudo C6	2.1800	0.0218	24.371	0.894505765
Pseudo C7	8.7300	0.0873	28.325	3.082082966
Pseudo C8	0	0	35.824	0
Pseudo C9	0	0	29.452	0
Pseudo C10	0	0	21.729	0
Suma=	100	1		20.48817941

20.48817941 Galones de líquido recuperados en un millar de pies cúbicos de gas

0.471228126 Barriles de líquido recuperados en un millar de pies cúbicos de gas

Lo que da un total de 66.9143 barriles de condensados recuperados en la corriente del separador convencional. Por otro lado, se tiene para la corriente del separador optimizado los siguientes resultados:

Componente	%mol	yi	ft3 gas/gal líquido	gal liq/Mpc
C02	1.2500	0.0125	58.807	0.212559729
H2S	0.2800	0.0028	74.401	0.037633903
N2	0.5000	0.005	91.413	0.054696816
C1	78.9300	0.7893	59.135	13.34742538
C2	4.3600	0.0436	37.476	1.16341125
C3	1.9400	0.0194	36.375	0.533333333
i-C4	0.4200	0.0042	30.639	0.137080192
n-C4	1.6300	0.0163	31.79	0.512739855
i-C5	0.5900	0.0059	27.393	0.215383492
n-C5	0.8200	0.0082	27.674	0.296307003
Pseudo C6	1.1200	0.0112	24.371	0.459562595

Pseudo C7	8.1600	0.0816	28.325	2.880847308
Pseudo C8	0	0	35.824	0
Pseudo C9	0	0	29.452	0
Pseudo C10	0	0	21.729	0
Suma=	100	1		19.85098086

19.85098086 Galones de líquido recuperados en un millar de pies cúbicos de gas

0.45657256 Barriles de líquido recuperados en un millar de pies cúbicos de gas

Lo que da un total de 64.8333 barriles de condensado recuperados en la corriente de gas de un separador optimizado con un clúster ciclónico.

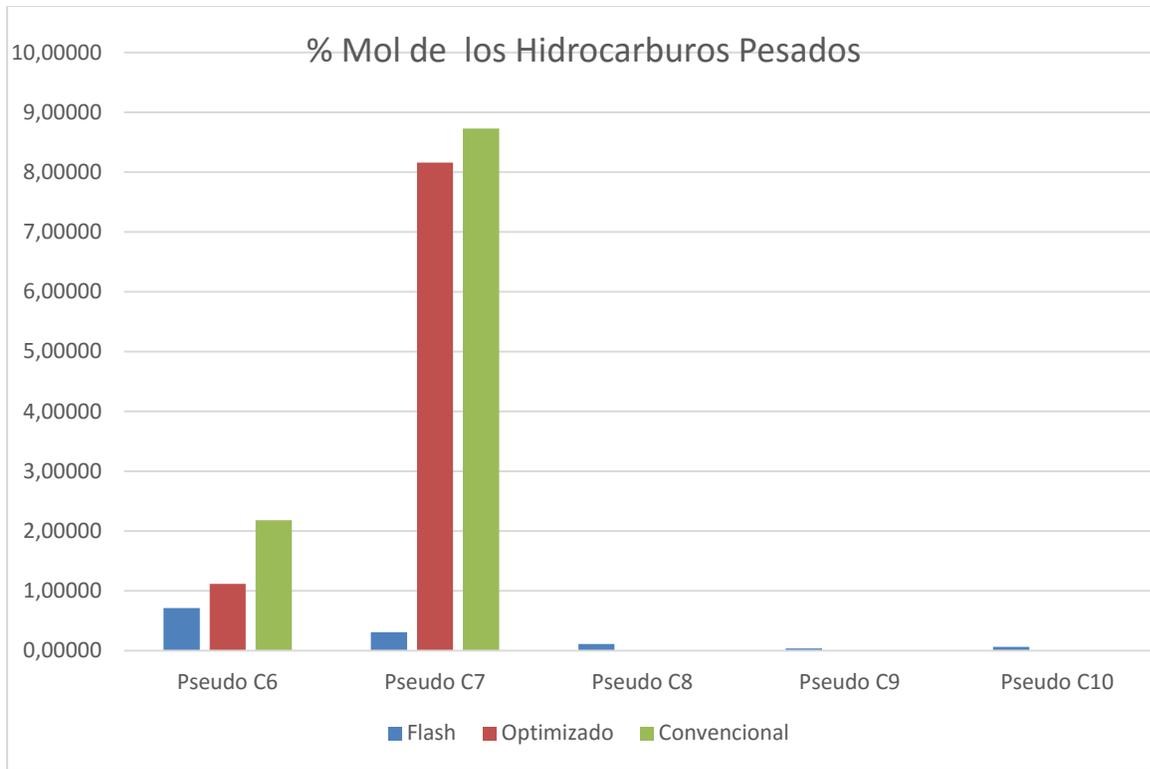
9.4.2.3 Componentes hidrocarburos pesados.

En este caso la concentración de gases C7+ es mayor que la concentración del C6, esto no indica que existe más C7 que C6, si no que la suma de las concentraciones de todos los componentes del C7 en adelante es mayor que la concentración del C6.

Los componentes hidrocarburos a partir de C7 en la corriente de gas, son nulos para el separador convencional y optimizado debido a que en los reportes se agrupó la fracción mol de todos los componentes más pesados que el C7, en un Pseudo componente (C7+) por eso presentan altas concentraciones, pero es debido a que todos los componentes pesados están agrupados en éste componente, no siendo el caso en el separación flash donde sí fue posible identificar cada componente y como debería esperarse, estos disminuyen conforme más pesado es.

También puede observarse que la concentración de estos componentes son menores en la separación optimizada en comparación con la convencional, lo que corresponde con la premisa que efectivamente un dispositivo de separación ciclónico instalado en el separador en vez de una placa desviadora, aumenta la eficiencia de separación.

Ilustración 62 % Mol de los componentes pesados en la corriente de gas.



Referencias Cap. IX

1. Heath Wintz, Priscilla Chapman, James Marini, Soung-Chul Yang, Robert Roberg, Ying Li. (2011). Standard Designs of Industrial Cyclones. 5/3/2016, de University of Florida and Washington University Sitio web: <http://aerosol.ees.ufl.edu/cyclone/section06.html>

CAPITULO X. Conclusiones y recomendaciones

Como se demostró al evaluar las diferentes muestras de hidrocarburos, la tecnología de separación ciclónica aumenta la eficiencia de separación respecto al gas en un 3.5 % y en el líquido en un 4.75 % como se muestra en la tabla comparativa de eficiencias, aunque estos resultados podrían variar dependiendo si se trata de diferente crudo con diferentes propiedades, pero en general los resultados demuestran un aumento de la eficiencia.

Tabla 26 Tabla comparativa de eficiencias de separación respecto a líquidos y gases.

	Eficiencia de separación	
	Gas	líquido
Convencional	88.05%	82.75%
Ciclónico	91.55%	87.49%
Ideal (Flash)	100%	100%

También es evidente que se realiza una mejor separación respecto al gas que el líquido ya que independientemente del separador que se trate, éste presenta una eficiencia de separación con respecto al gas más alta si se compara con la del líquido.

Con esto se puede concluir que una tecnología que es simple y económica, aumenta considerablemente los procesos de separación y que en una batería de separación, ésta puede ayudar a disminuir los gastos en los equipos de rectificación de líquidos ya que, aunque no evita que se instalen porque sigue presentando líquidos aunque sea en menor proporción, el volumen que tendrían que manejar sería menor, por consiguiente se requerirían equipos más pequeños y menos costosos, además de que se disminuirían los riesgos de daño a los compresores de gas si este presenta desde etapas corriente arriba de tratamiento del gas (deshidratación y recolección de hidrocarburos líquidos) menos cantidad de líquidos arrastrados.

Pueden existir variaciones en los porcentajes de eficiencia dependiendo de todos los factores antes mencionados (presión, temperatura, composición de los fluidos, tamaño de las partículas, viscosidades) pero sin duda aumentará la eficiencia.

Otra de las ventajas que da la tecnología ciclónica es una mayor recuperación de líquidos, ya que si se trata de una región donde no existen instalaciones de procesamiento y conducción del gas y este se quema o vende, estaríamos quemando una gran cantidad de líquidos que son arrastrados en la corriente de gas y esto sería una pérdida económica muy grande.

En cuanto a las recomendaciones respecto a la batería de separación COSTERO, basadas en los resultados de este trabajo, deberían instalarse más etapas de separación, ya que una sola etapa no es suficiente para poder llegar a los parámetros requeridos por la Norma Oficial Mexicana (NOM-001-SECRE-2010).

Apéndice A

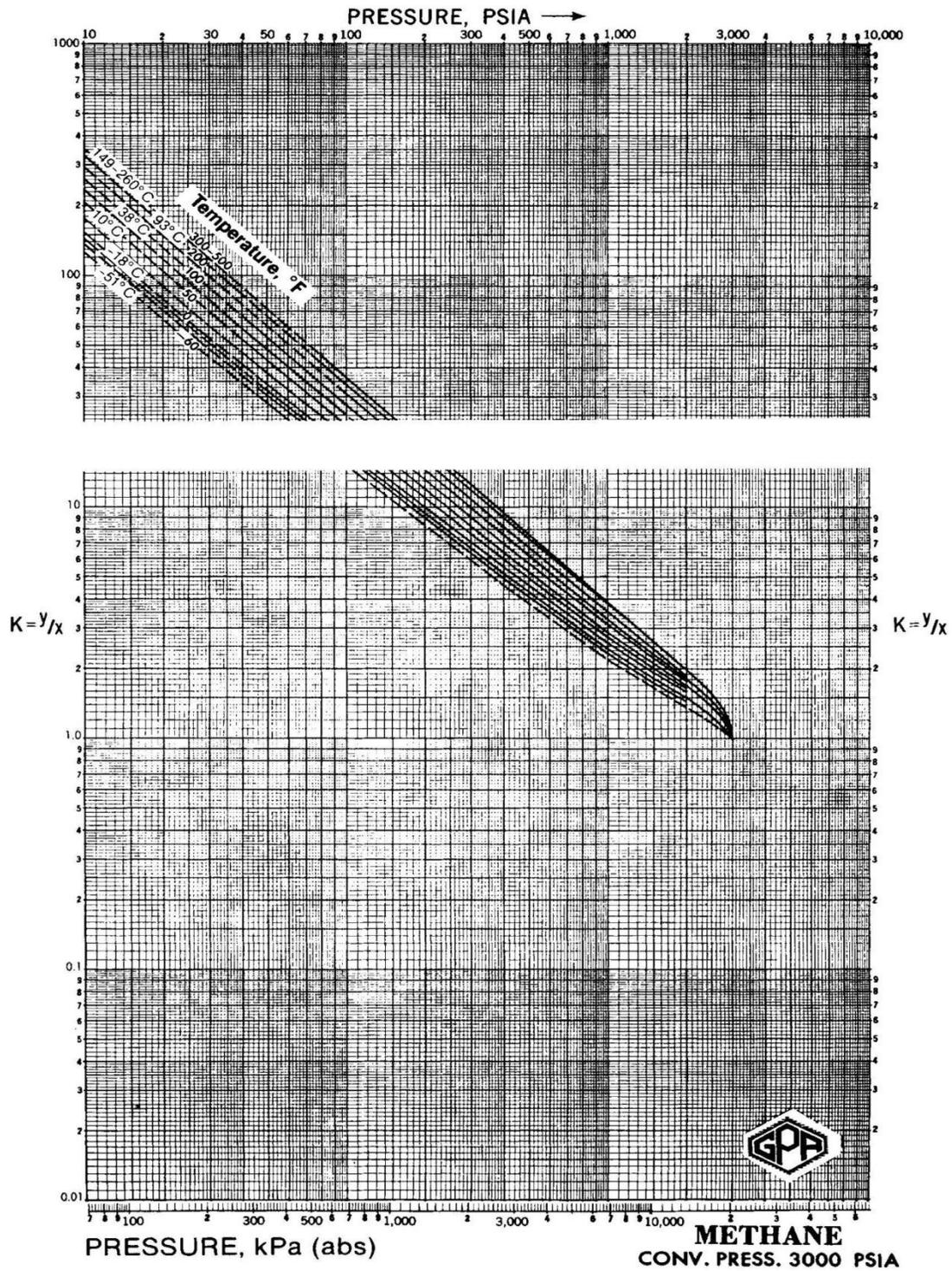


Ilustración 51 Constante de equilibrio del Metano, Publicado en el GPA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

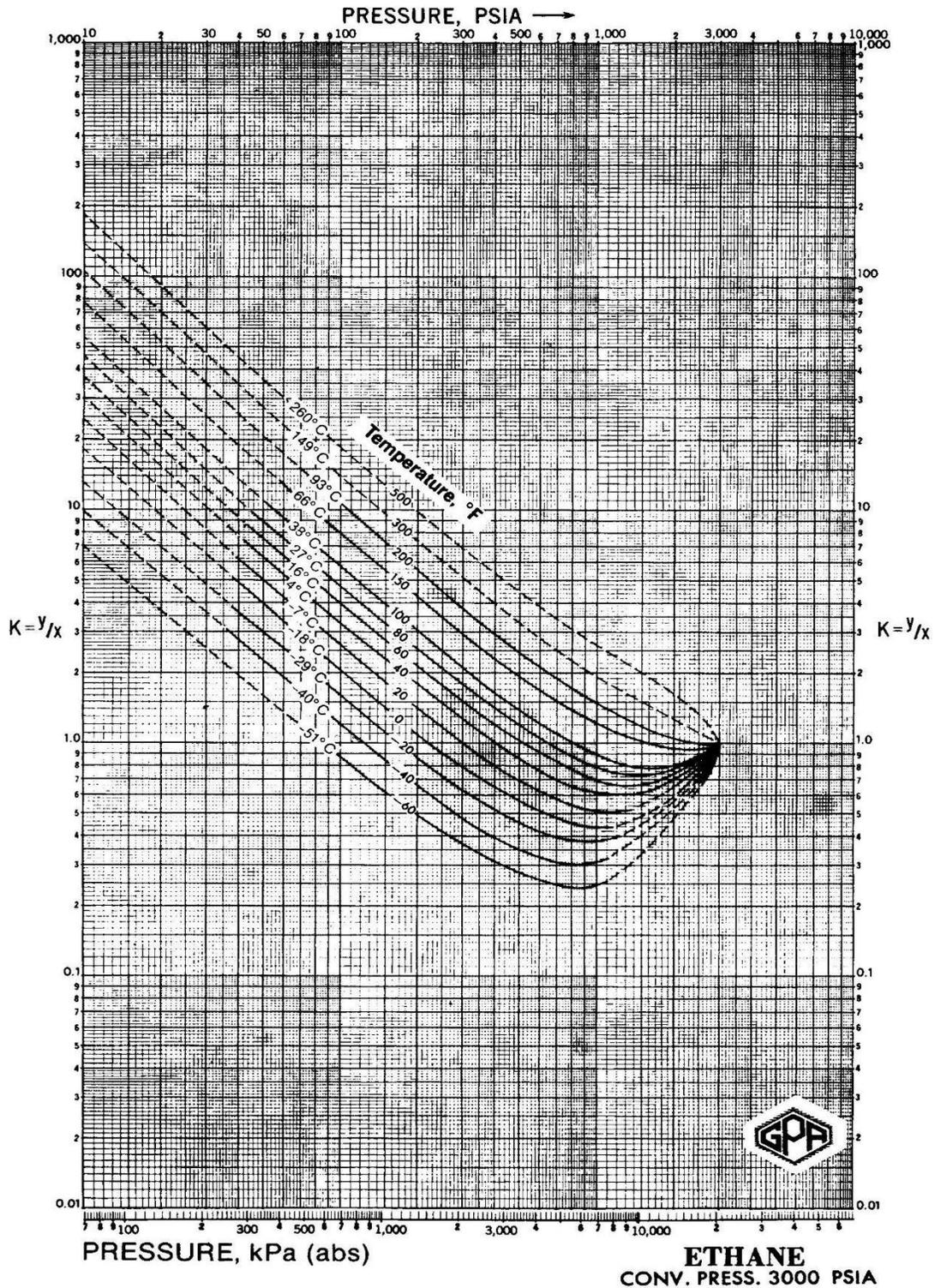
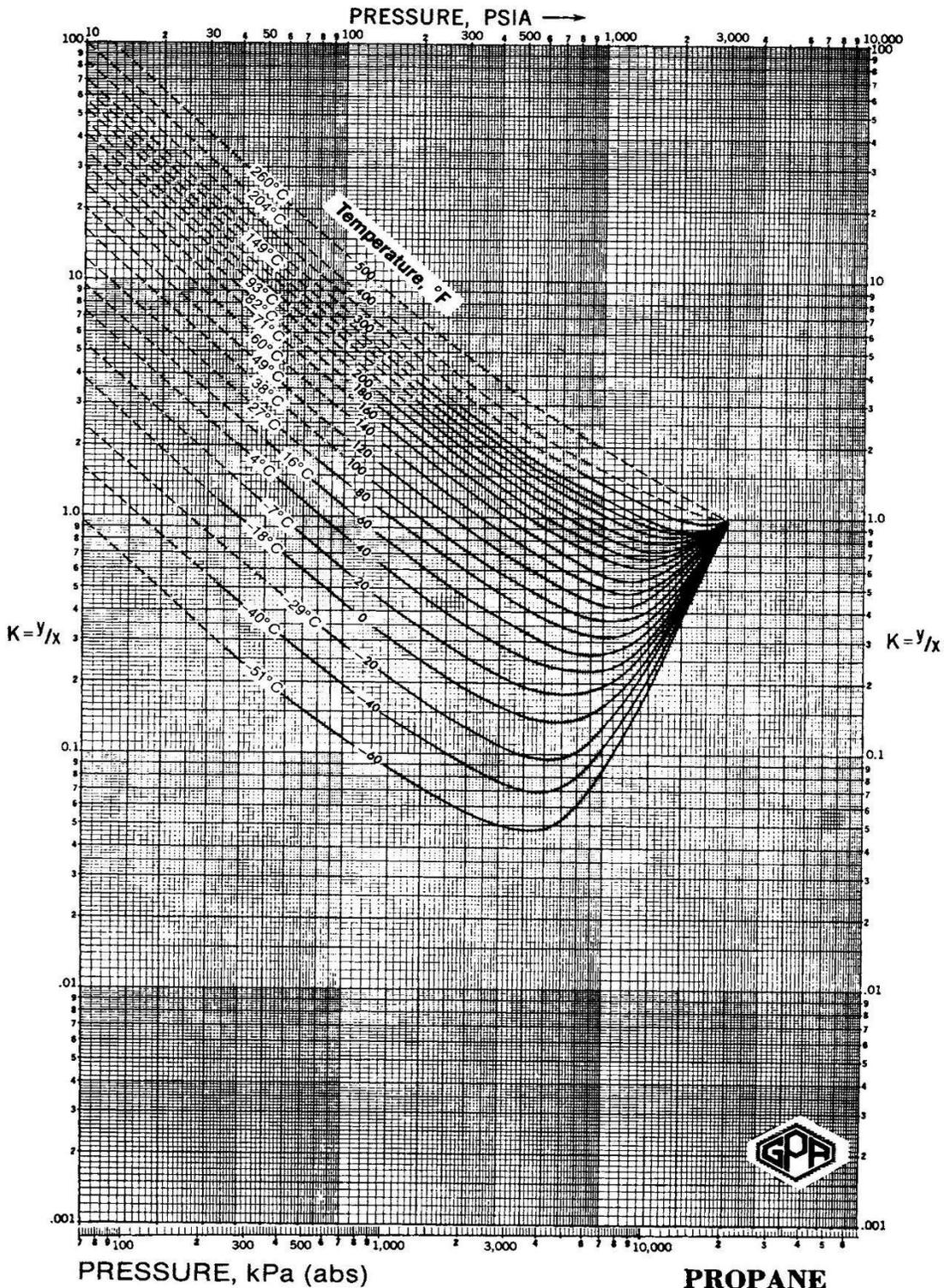


Ilustración 52 Constante de equilibrio del Etano, Publicado en el GPSA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.



53 Constante de equilibrio del Propano, Publicado en el GPA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004. Ilustración

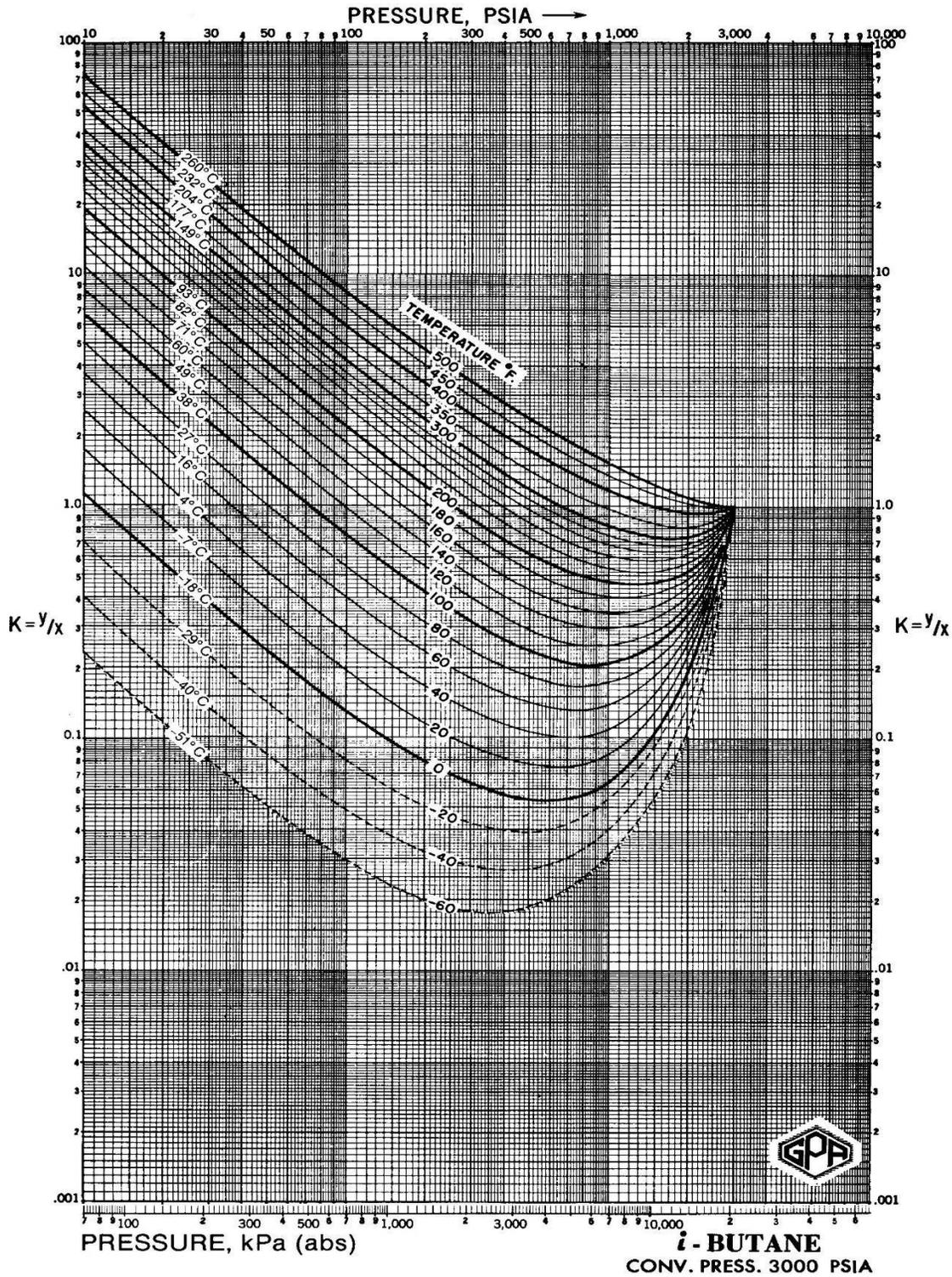


Ilustración 54 Constante de equilibrio del i-Butano, Publicado en el GPSA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

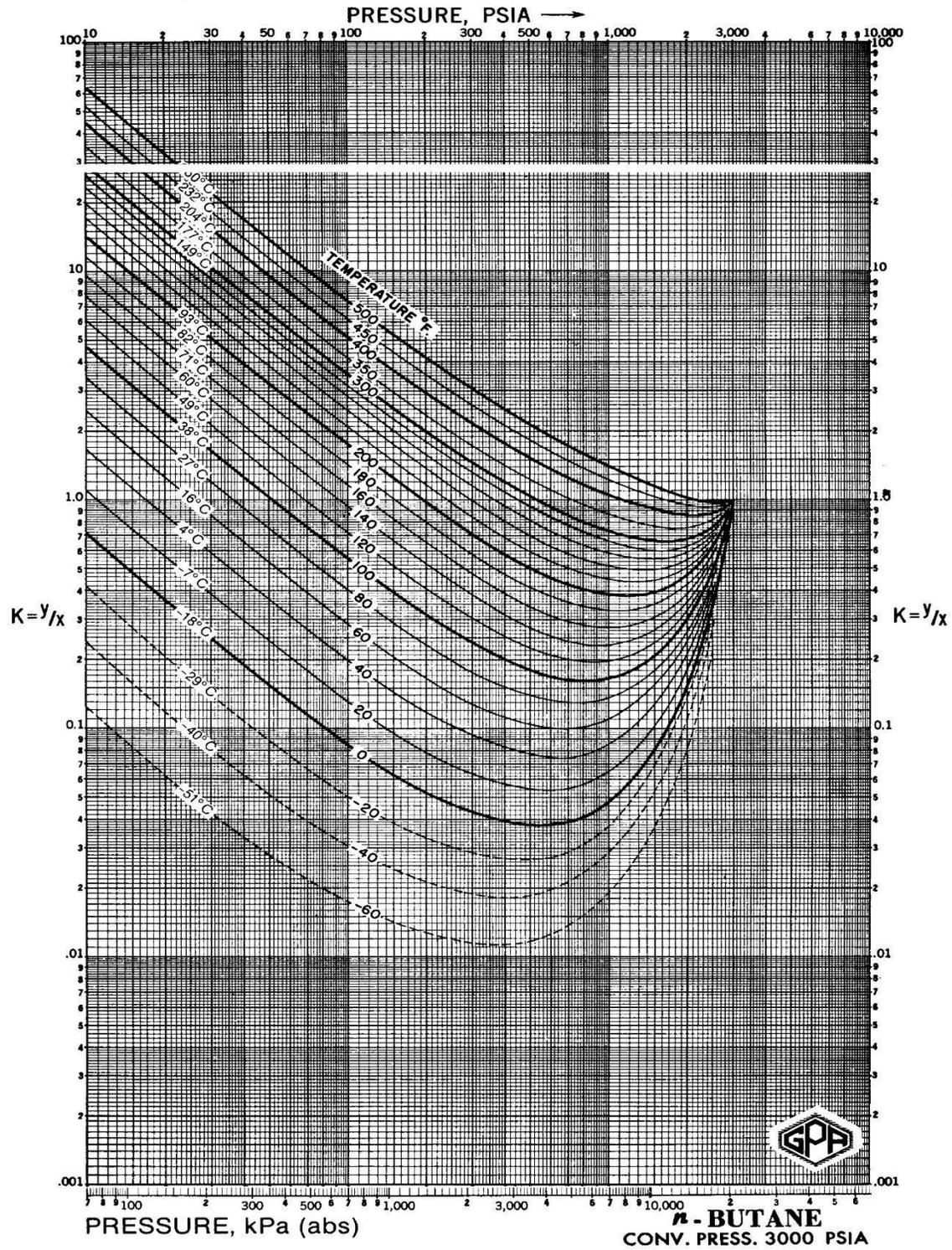


Ilustración 55 Constante de equilibrio del n-Butano, Publicado en el GPA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

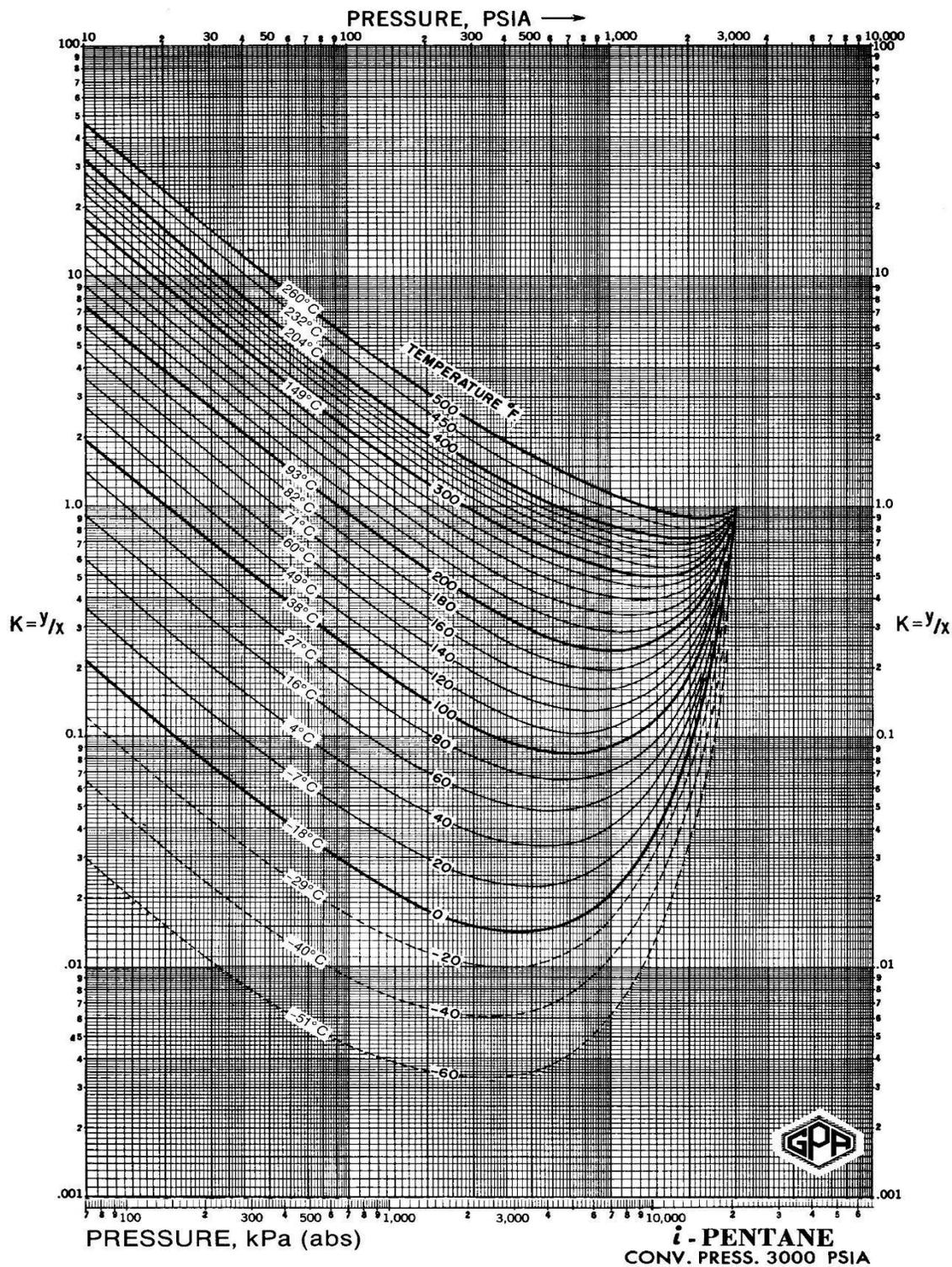
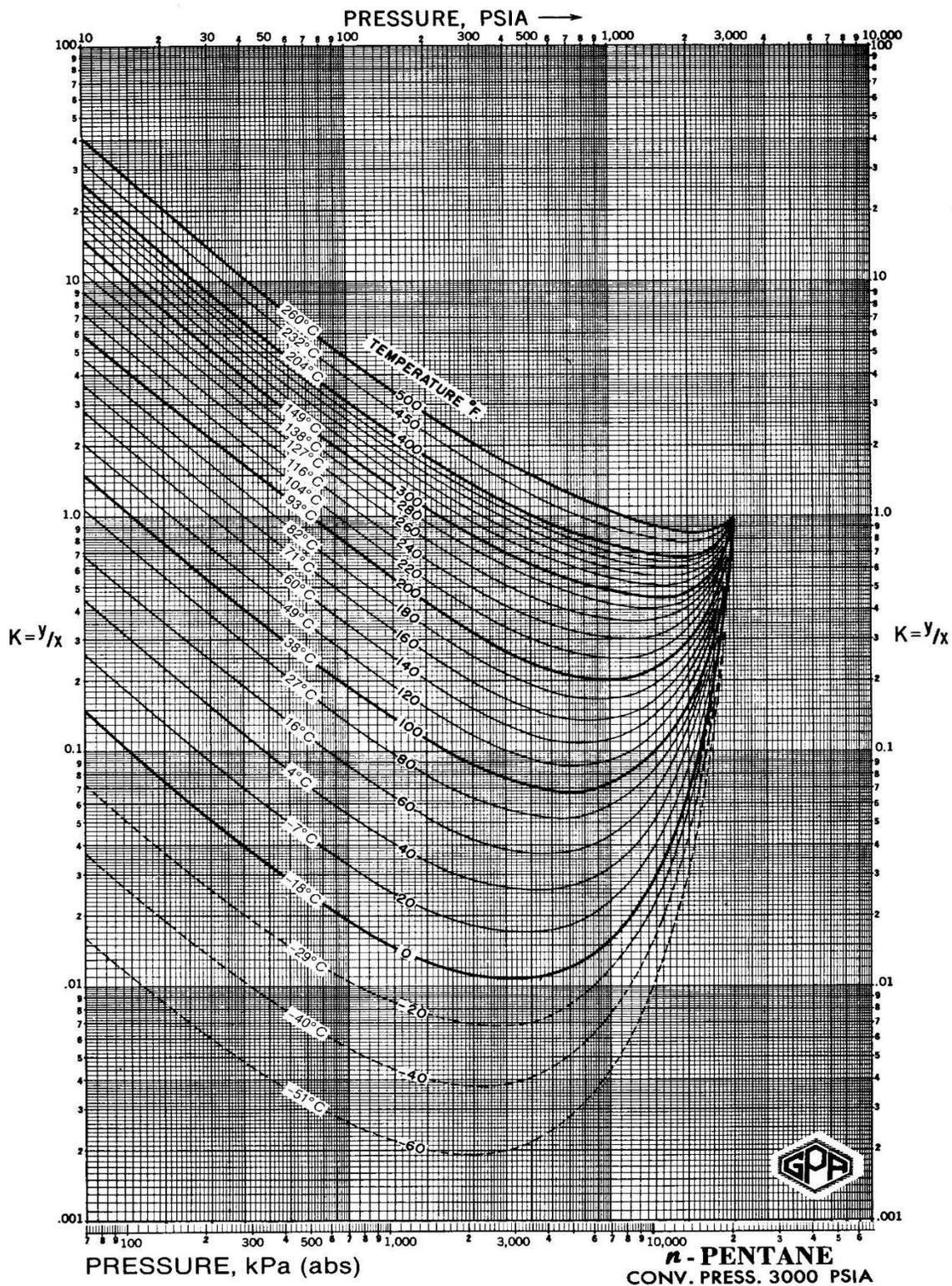
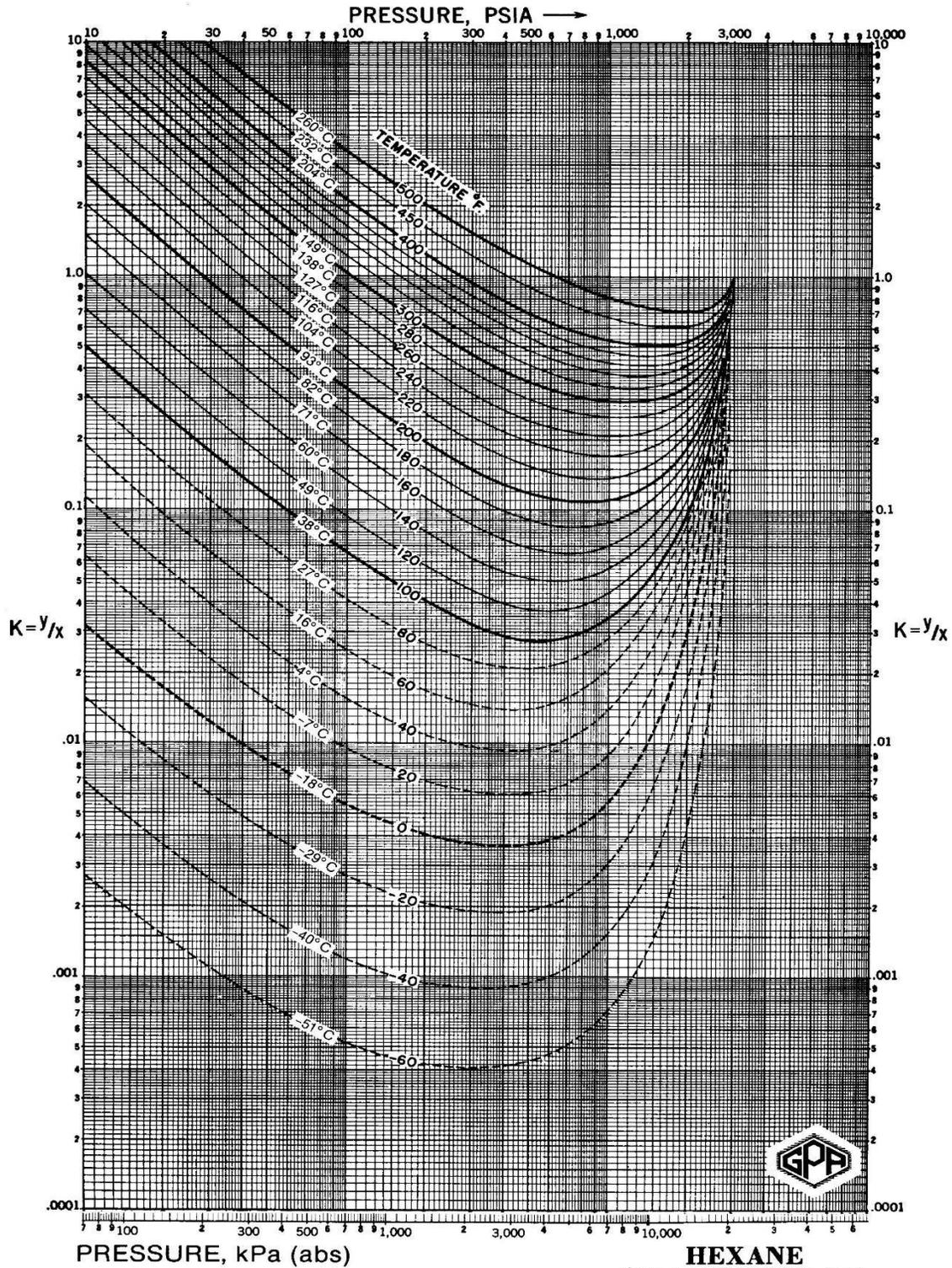


Ilustración 56 Constante de equilibrio del *i*-Pentano, Publicado en el GPA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

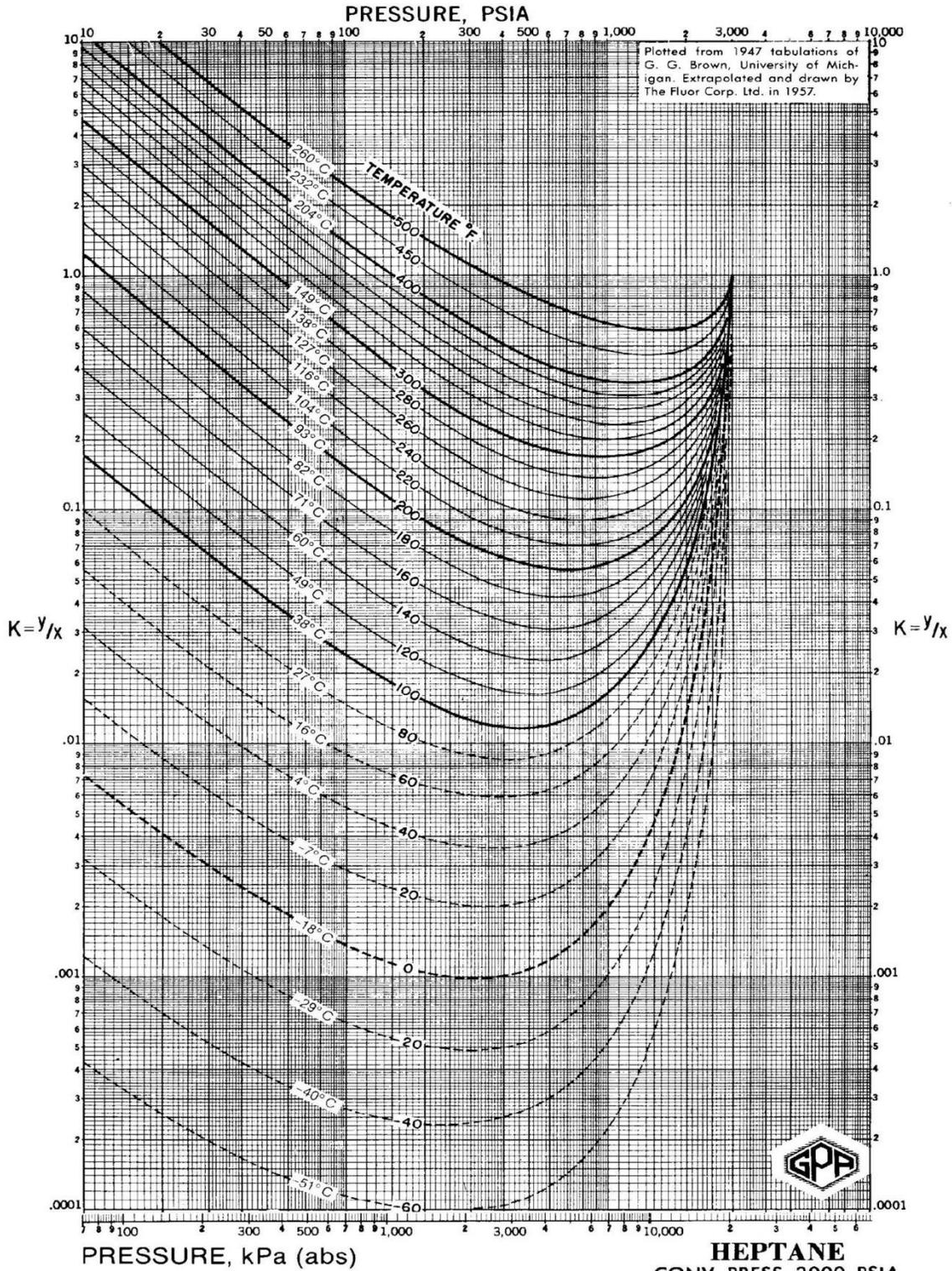


57 Constante de equilibrio del n-Pentano, Publicado en el GPSA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

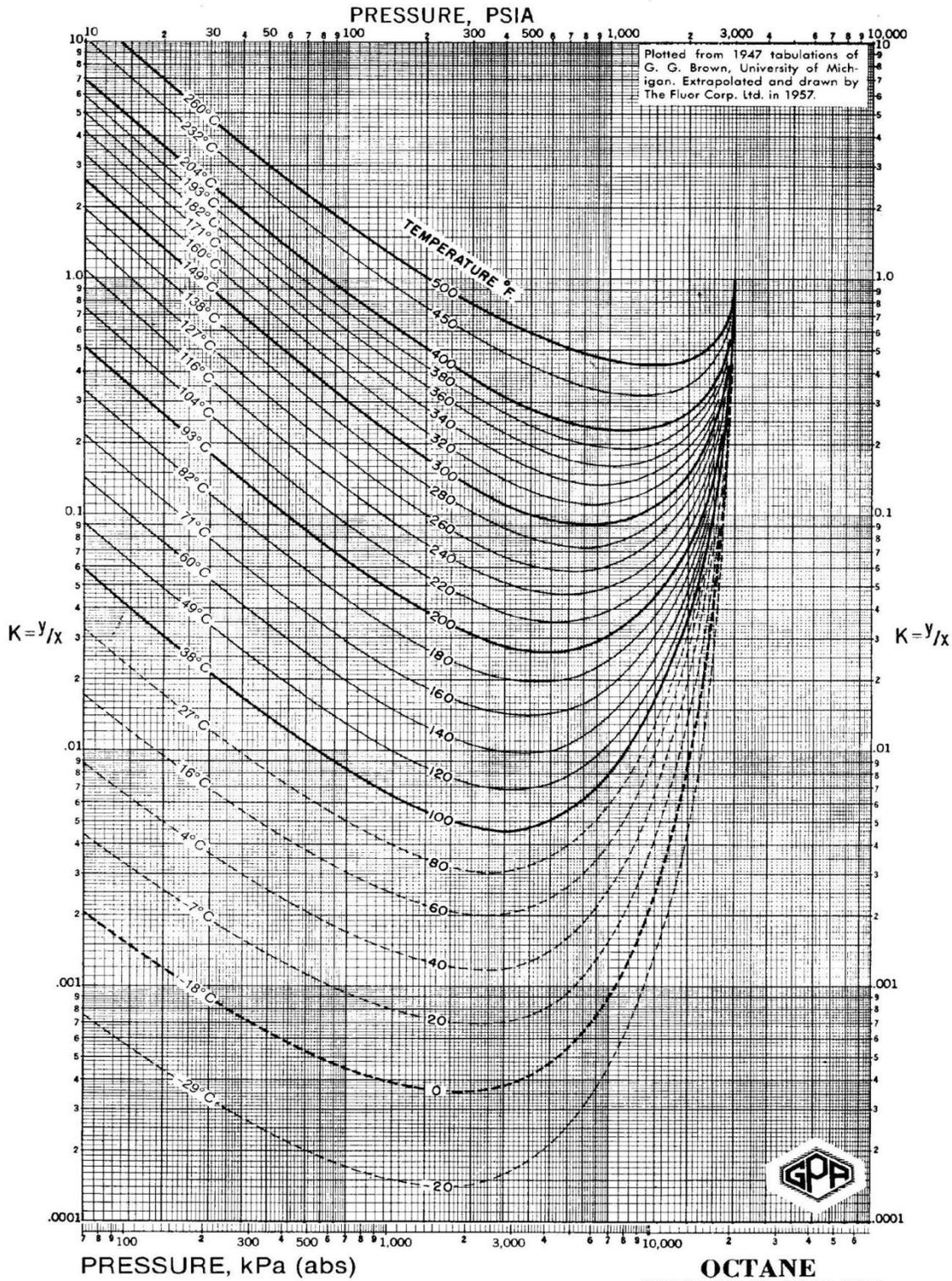
Ilustración



58 Constante de equilibrio del Hexano, Publicado en el GPA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004. Ilustración



59 Constante de equilibrio del Heptano, Publicado en el GPA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004. Ilustración



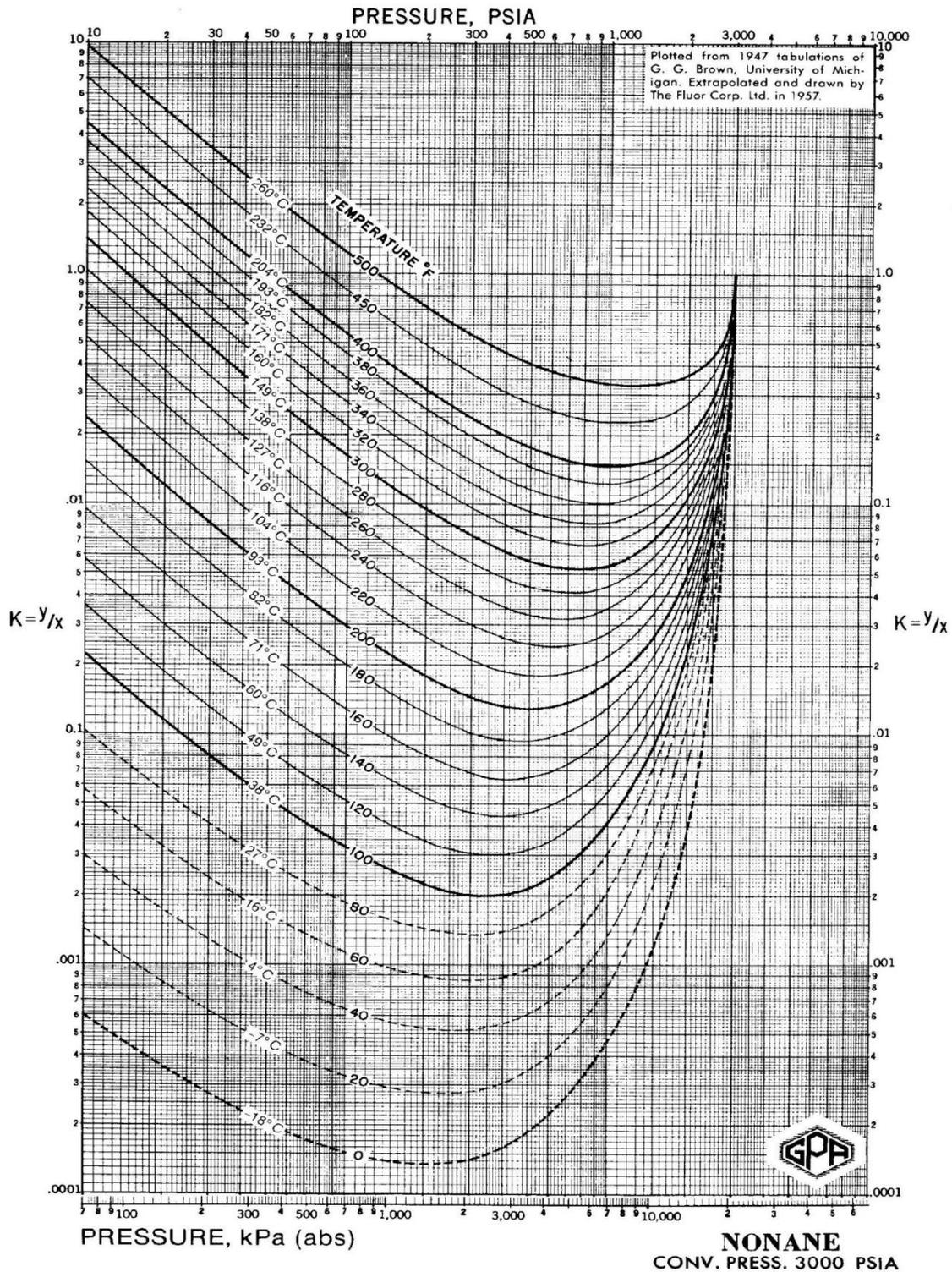


Ilustración 61 Constante de equilibrio del Nonano, Publicado en el GPSA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

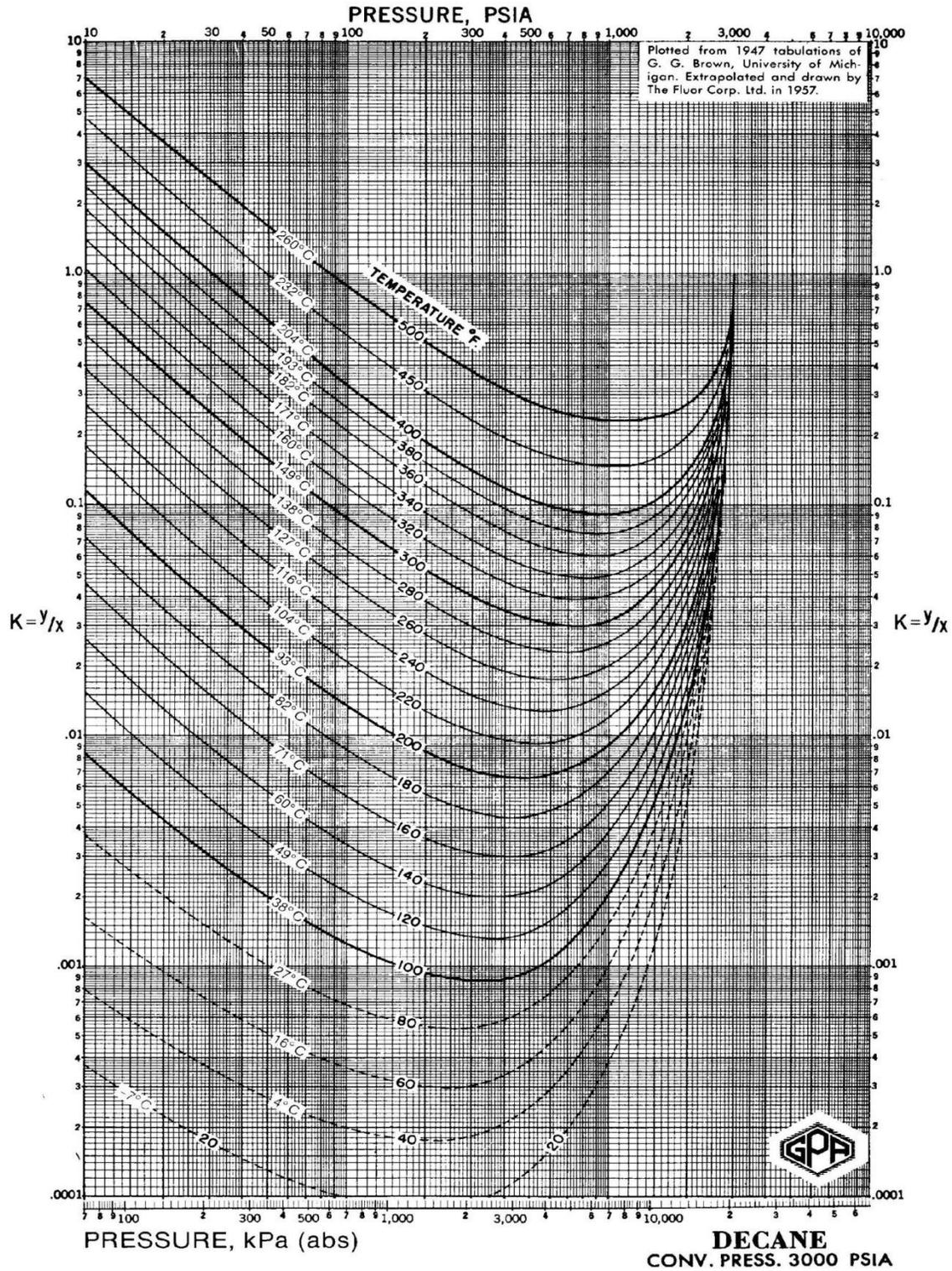


Ilustración 62 Constante de equilibrio del Decano, Publicado en el GPSA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

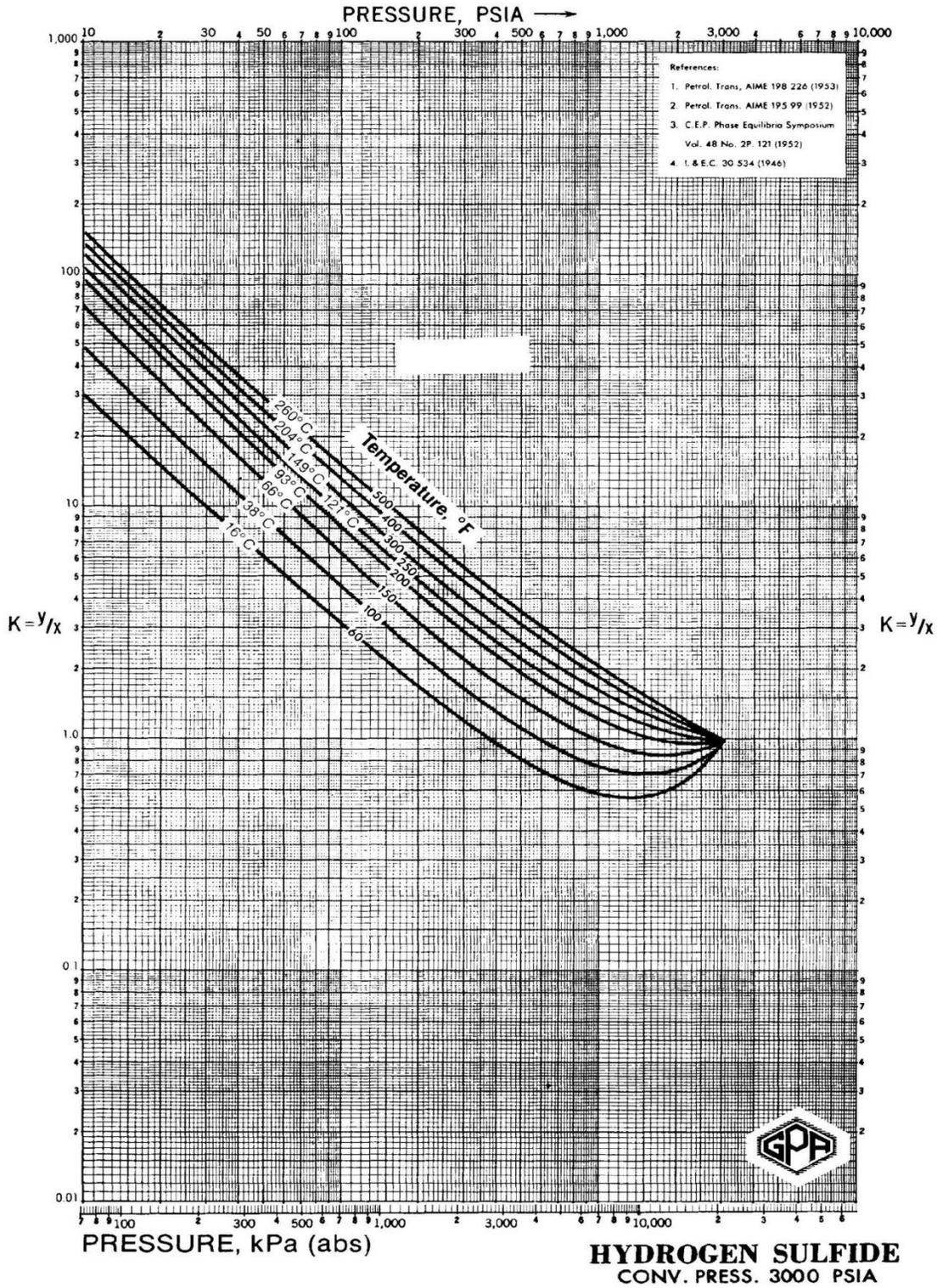


Ilustración 64 Constante de equilibrio del H₂S, Publicado en el GSA Engineering Data Book, Versión FPS, 2004.

Bibliografía

1. McCain, William D. (1993). The properties of petroleum fluids. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
2. Arévalo, Jorge A. “Propiedades de los fluidos en los yacimientos petroleros y sus aplicaciones”. Propiedades de los fluidos petroleros. Universidad Nacional Autónoma de México. Semestre 2013-1.
3. Lee, W. J., and R, A. Wattenbarger. 2002. Gas Reservoir Engineering. 2nd ed. Richardson. TX: Society of Petroleum Engineers.
4. Instituto Mexicano del Petróleo (IMP). (2014). Tipos de petróleo. Enero, 2016, de Gerencia de Comunicación Social y Relaciones Públicas Sitio web: <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>
1. Garaicochea, Francisco. (1983). Apuntes de Transporte de Hidrocarburos. UNAM: Facultad de Ingeniería.
2. Gómez, José A. (1985). Muestreo y análisis de los Fluidos Manejados. En Apuntes de manejo de la conducción en superficie(pp.1-14). UNAM: Facultad de Ingeniería.
3. NTE 0930. (1982). Petroleo crudo y sus derivados. Muestreo. Ecuador: INEN. pp.7-13.
1. Anónimo. Cromatografía de gases. enero,2016, de MNCN Sitio web: http://www.mncn.csic.es/docs/repositorio/es_ES/investigacion/cromatografia/cromatografia_de_gases.pdf
2. Fuentes, Erick. (Febrero 2010). Análisis del Gas Natural. En Descripción de las características y propiedades del gas natural(pp.10-21). Maturín: Universidad de oriente.
3. Vargas, Rafael., Varela, Ángel. (2014). Análisis PVT. En Validación de muestreos de fluidos petroleros para su representatividad al análisis y simulación PVT (pp.85-99). UNAM: Facultad de ingeniería.
4. Rojas, Gonzalo. Ingeniería de yacimientos de gas condensado. 2da edición. Sitio web: <http://yacimientos-de-gas.lacomunidadpetrolera.com/2009/03/analisis-pvt-liberacion-diferencial-e.html>
5. Barderas, Antonio. (2010). Destilación instantánea o flash. UNAM: Facultad de Química.

Referencias Cap. IV

1. McCain, William D. (1993). The properties of petroleum fluids. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
2. Norma Oficial Mexicana NOM-001-SECRE-2010. “Especificaciones del gas natural”
3. Garaicochea, Francisco., Nolasco, Jesús. Criterios para seleccionar las condiciones de separación de aceite y gas. XVI Congreso AIPM.
4. Nava, Melvin. (2014). Tipos de petróleo crudo según grado API. Enero, 2016, de Venelogía Sitio web: <http://www.venelogia.com/archivos/9589/>
5. Sandoval, Alan. (1998). Los crudos mexicanos, sus características. Noviembre, 2015, de Instituto de Investigaciones Eléctricas IIE Sitio web: <http://www.iie.org.mx/publica/bolmj98/secmj98.htm>
6. Gómez, José A. (1985). Capítulo III Separación de los fluidos producidos. En Apuntes de manejo de la conducción en superficie. (pp.1-14). UNAM: Facultad de Ingeniería.
7. Arnold, Ken. and Stewart, Maurice. (Third edition in 2008). Chapter 4 Two-Phase Oil and Gas Separation. En Surface Production Operations.(pp.150-186). AMEC Paragon, Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.
8. Arnold, Ken. and Stewart, Maurice. (Third edition in 2008). Chapter 5 Three-Phase Oil and Gas Separation. En Surface Production Operations.(pp.244-258). AMEC Paragon, Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.
9. PEMEX. (2012). Contexto Operacional Batería de Separación Costero. Macuspana-Muspac.
10. Brs. Requena G. José L Rodríguez M, Mauricio F. (2006). Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos. Caracas: Universidad Central de Venezuela.
11. Sulzer Ltd. (2015). Separation Technology. Diciembre 2015, de Sulzer Ltd Sitio web: <https://www.sulzer.com/>
12. Gamboa, Diego F., & Saenz, Yuly. (2007). Determinación estándares operativos para separadores. Bucaramanga: Universidad industrial de Santander.
13. Franco, Ángel. (2009). Ley de Stokes. Noviembre, 2015, de Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Industrial de Eibar Sitio web: http://www.sc.ehu.es/sbweb/fisica_/index.html
14. Atkinson, Ian., Berard, Michel., &Lowe, Trey . (2005, marzo). Un nuevo horizonte en mediciones de flujo multifásico. Oilfield review, 16, p.59.
15. Arnold, Ken. and Stewart, Maurice. (Third edition in 2008). Chapter 5 Three-Phase Oil and Gas Separation. En Surface Production Operations.(pp.265-294). AMEC Paragon, Houston, Texas: Gulf Professional Publishing.
16. Afanador E.: “Oil-Water Separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Separators,” M.S. Thesis, The University of Tulsa, 1999.
17. Arpandi, I., Joshi, A., Shoham, O., Shirazi, S., and Kouba, G et al.: “Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators,” paper SPE 30683

- presented at the 1995 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, 22-26 October.
18. Alonso, M. y Finn, E.J. (1995). Física. (Edición única). LUGAR: Addison Wesley Iberoamericana. Pág. 82.
 19. Chirinos, W, Gomez, L., Wang, S., Mohan, R., and Shoham, O. (1999). Liquid Carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators. SPE 56582, presented at the SPE 74th Annual Meeting, Houston, October pp.3-6, 1999.
 20. Erdal, F., Shirazi, S., Shoham, O., and Kouba, G.: "CFD Simulation of Single-Phase and Two-Phase in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," paper SPE 36645 presented at the 1996 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Denver, 6-9 October.
 21. Iwwo, I. and Scott, S.L.: "Expanding the Operational Envelope of Compact Cylindrical Cyclone Gas/Liquid Separators Using a Variable Inlet-Slot Configuration." MS thesis, Texas A&M U., College Station, Texas (2004).
 22. Joshi, A., "Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators Experiments and Modeling", M.S. Thesis, The University of Tulsa (1995).
 23. Marti, S.K., Erdal, F.M., Shoham, O., Shirazi, S.A., Kouba, G.E., "Analysis Of Gas Carry-Under In Gas-Liquid Cylindrical Cyclones," Presented at the Hydrocyclones 1996 International Meeting, St. Johns College, Cambridge, England, April 2-4, 1996.
 24. Millington B.C., Thew, M. T., "LDA Study of component velocities in airwater models of steam-water cyclone separators". The Hague, Neth, 18 May 1987, Cranfield, Bedford, Eng; BHRA Fluid Engineering Centre, 1987, pg 115-125 Paper D1.
 25. M. Godoy Alcántar, G. Cervantes Martínez, J. A. Cruz Maya, M. A. Hernández Buenfil e I. Ramírez Antonio "Sistema de medición de flujo multifásico mediante tecnología ciclónica GLCC para aforo de pozos petroleros" Instituto Mexicano del Petróleo.
 26. Redonda Godoy Cinthya Adriana. "Separación y estabilización de aceite crudo" Tesis Licenciatura UNAM (2008).
 27. Rojas Pérez, David Alberto. "Simulación dinámica de un separador ciclónico cilíndrico de gas-líquido" Tesis Maestría UNAM (2005).
 28. Srinivas S. Kolla. "Liquid Carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC©) Compact Separators for Three-Phase Flow", M.S. Thesis, The University of Tulsa (2007).
 29. Shoham, O. y Kouba, G. (1998). The State-of-the-Art of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators Technology, Journal of Petroleum Technology. Vol. 50, No. 7, July 1998, pp 58-65.
 30. Wang, S., Gomez, L.E., Mohan, R.S., Shoham, O., & Kouba, G.E., "Gas Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC) Compact Separators for Wet Gas Applications," proceedings of the ETCE 2001 Conference of ASME Petroleum Division of ASME Petroleum Division, Houston, TX, February pp.5-7, 2001.
 31. Wang, S., Mohan, R., Shoham, O., and Kouba, G. E., (1998). Dynamic Simulation and Control System Design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators. SPE 49175, presented at the 73rd Annual Meeting, New Orleans, LA, September pp. 27-30.