



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra

“Parámetros Requeridos en el Diseño de Separadores Para
Manejar Mezclas Gas - Líquido”

TESINA DE GRADO

Previo a la obtención del Título de:

INGENIERO EN PETRÓLEOS

Presentada por:

Alexis Adrián Díaz Galarza
Ángel Leonardo Paguay Loor
Helen Mireya Tomalá De la Cruz

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2011

AGRADECIMIENTO

A Dios por las bendiciones y fuerzas brindadas a diario para finalizar este trabajo.

A mis padres: Hugo y Ruth por su apoyo incondicional y sus consejos que me guiaron durante toda mi vida estudiantil.

A mis maestros por todos sus conocimientos impartidos y poder aplicarlos en mi carrera.

Alexis Adrián Díaz Galarza

AGRADECIMIENTO

A Dios por cada día de mi existencia,
por darme las fuerzas necesaria para
culminar mi vida universitaria
satisfactoriamente.

A mis Padres: Edgar y María, por su
amor, apoyo y consejo incondicional.

A mis hermanos: Lorena y Junior, por
su apoyo y motivación.

A los docentes y profesionales que
compartieron sin egoísmo sus
conocimientos en las aulas de clases.

Ángel Leonardo Paguay Loor

AGRADECIMIENTO

A Dios, por bendecirme en este largo trayecto estudiantil.

A mi familia, quienes han estado presentes en cada una de las etapas de mi vida brindándome su apoyo y cariño.

A los ingenieros que supieron impartirme sus conocimientos y hacen posible el desarrollo de este trabajo.

Helen M. Tomalá De la Cruz

DEDICATORIA

A mis padres por su ayuda constante y lucha diaria de brindarme superación personal, sabiendo guiarme correctamente para poder culminar esta tesina; a mis hermanas y sobrina por su incondicional cariño y ternura en cada momento vivido.

A mi esposa e hijos que me dieron su apoyo para seguir adelante y desarrollar con satisfacción este trabajo.

Alexis Adrián Díaz Galarza

DEDICATORIA

Con Mucho amor, cariño, entrega y sacrificio a: Dios, mis Padres, mis Hermanos y a todas las personas que me han brindado su confianza.

Ángel Leonardo Paguay Loor

DEDICATORIA

A mi madre Lcda. Haydée De la Cruz, quien con esmero, esfuerzo y dedicación, supo guiarme espiritual e intelectualmente; sus enseñanzas y su amor incondicional han sido la esencia primordial para el desarrollo y culminación de mi carrera universitaria.

Helen M. Tomalá De la Cruz

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

Ing. Gastón Proaño C.
SUBDECANO DE LA FICT
PRESIDENTE

Ing. Kléber Malavé T.
DIRECTOR DE TESINA
VICEPRESIDENTE

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado, nos corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”

(Reglamento de Graduación de la ESPOL).

Alexis A. Díaz G.

Ángel A. Paguay L.

Helen M. Tomalá De la C.

RESUMEN

La separación física de fases en superficie es una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento y tratamiento de petróleo y gas. Los fluidos producidos por un pozo son mezclas complejas de hidrógeno y carbono, con diferentes densidades y presiones de vapor. A partir del yacimiento la corriente de flujo experimenta reducciones continuas de presión y temperatura.

El hidrocarburo fluye por la tubería vertical y llega a los cabezales, ubicados en la parte superior del pozo (superficie). Sigue una trayectoria generalmente horizontal hasta la estación de producción donde se cumple la separación del mismo en las diferentes fases: petróleo, gas y agua, utilizando para ello los trenes de separadores (prueba y producción), que son recipientes donde el flujo entra por la parte superior y debido principalmente al cambio de velocidad y a la acción de la gravedad, ocurre la separación de fases. El agua va al fondo, petróleo en la zona intermedia y el gas en la parte superior.

La mayoría de los separadores se fabrican en configuraciones horizontales o verticales. Pueden ser bifásicos cuando separan gas de la corriente total de fluido y trifásicos si además el líquido es separado en petróleo crudo y agua.

ÍNDICE GENERAL

Pág.

RESUMEN	I
ÍNDICE GENERAL.....	II
ABREVIATURAS	VII
SIMBOLOGÍA	X
ÍNDICE DE FIGURAS.....	XIV
ÍNDICE DE TABLAS	XVI
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1	
1. IMPORTANCIA DE LA SEPARACIÓN DE FASES.....	2
1.1. Introducción	2
1.2. Influencia del Tipo de Yacimiento en la Separación de Fases	3
1.2.1. Factores que Afectan al Proceso de Separación	5
1.2.2. Niveles y Etapas de Separación.....	6

CAPÍTULO 2

2. CLASIFICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS DE SEPARACIÓN

.....	10
2.1 Clasificación	10
2.1.1 Separadores Convencionales	11
2.1.1.1 Verticales	11
2.1.1.2 Horizontales	13
2.1.1.3 Esféricos	14
2.1.2 De Prueba y De Producción	15
2.1.3 Separadores de Tres Fases	15
2.2 Descripción de las Secciones de un Separador	17
2.2.1 Separación Primaria	17
2.2.2 Separación Secundaria	17
2.2.3 Extracción de Niebla.....	18
2.2.4 Almacenamiento de Líquido	18
2.3 Internos de los Separadores.....	20
2.3.1 Desviadores de Entrada	20
2.3.2 Interruptores de Onda	20
2.3.3 Extractores de Niebla (Vapor)	21
2.3.4 Interruptores de Remolino	24
2.3.5 Platos Antiespumantes.....	24
2.3.6 Eliminadores de Arena	25
2.3.7 Láminas Coalescentes	25
2.3.8 Boquillas y Drenajes.....	25

CAPÍTULO 3

3. FUNDAMENTOS PARA LA SEPARACIÓN DE MEZCLAS GAS-LÍQUIDO..	26
3.1 Mecanismos de Separación	26
3.1.1 Separación por Gravedad	26
3.1.2 Separación por Fuerza Centrífuga	30
3.1.3 Separación por Choque.....	33
3.2 Factores que Afectan la Eficiencia de Separación de Gas y Líquido...	35
3.2.1 Tamaño de las Partículas de Líquido	35
3.2.2 Volumen y Distribución de las Partículas de Líquido que Entren al Separador.....	38
3.2.3 Velocidad del Gas	40
3.2.4 Presión de Separación	41
3.2.5 Temperatura de Separación.....	41
3.2.6 Densidades del Líquido y del Gas	44
3.2.7 Viscosidad del Gas.....	44

CAPÍTULO 4

4. CRITERIOS Y ECUACIONES PARA DETERMINAR LA CAPACIDAD DE UN SEPARADOR	45
4.1 Criterios para Dimensionar Separadores.....	45
4.2 Cálculo de la Capacidad de Tratamiento de Separadores Horizontales	46
4.2.1 Capacidad de Líquido.....	46
4.2.2 Capacidad de Gas.....	54
4.3 Cálculo de la Capacidad de Tratamiento en Separadores Verticales..	58

4.3.1 Capacidad de Líquido.....	58
4.3.2 Capacidad de Gas.....	60

CAPÍTULO 5

5. DISEÑO GENERAL DE SEPARADORES	65
5.1 Guía General para el Diseño	65
5.2 Separadores Gas-Líquido.....	68
5.2.1 Alcance.....	68
5.2.2 Consideraciones de Diseño.....	69
5.2.3 Parámetros Fundamentales para el Diseño	72
5.3 Diseño de Separadores Gas – Líquido: Horizontales y Verticales	74
5.3.1 Metodología de Diseño Para Separadores Horizontales.....	74
5.3.2 Procedimiento De Diseño Para Separadores Verticales	88
5.4 Ejemplo de Diseño para Separador Horizontal Gas-Líquido	96
5.4.1Cálculo de Parámetros de la Mezcla Gas-Líquido	96
5.4.2 Parámetros para el Diseño.....	99
5.4.3 Cálculo de las Áreas.....	105
5.5 Ejemplo de Diseño para Separador Vertical Gas-Líquido	113
5.5.1 Cálculo de Parámetros de la Mezcla Gas-Líquido	113
5.5.2 Parámetros para el Diseño.....	115

CAPÍTULO 6

6. PRINCIPALES PROBLEMAS OPERATIVOS.....	121
6.1 Emulsiones	121
6.1.1 Características de las Emulsiones	122
6.1.2 Causas de la Formación de Emulsiones	123
6.1.3 Métodos para Romper Emulsiones	123
6.2 Formación de Espuma.....	124
6.3 Flujo de Avance	124
6.4 Materiales Pegajosos	125
6.5 Ondulaciones y Cambio de Nivel.....	125
6.6 Impurezas	126

CAPÍTULO 7

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	127
7.1 Conclusiones	127
7.2 Recomendaciones	129

APÉNDICE

ANEXOS

BIBLIOGRAFÍA

GLOSARIO

ABREVIATURAS

API:	American Petroleum Institute: Instituto Americano del Petróleo.
BPD:	Barriles de petróleo por día.
F_c:	Fuerza centrífuga actuando sobre una partícula de líquido, lbm*ft/ seg ² .
F_e:	Fuerza de empuje.
F_f:	Fuerza por fricción.
F_g:	Fuerza de gravedad.
F_t:	Fuerza total actuando sobre la partícula.
ft³:	Pie cúbico.
ft²:	Pie cuadrado.
ft/s:	Pie por segundo.
ft²/s:	Pie cuadrado por segundo.
FWKO:	Free Water Knock Out (Agua Libre por Golpe).
°F:	Grados Farenheit.

GOR:	Gas Oil Ratio: Relación gas-petróleo
KPaman:	Kilo Pascales manométricos.
lb:	Libra.
Lbm/ ft³:	Libra masa por pie cúbico.
mm:	Milímetro.
m²:	Metro cuadrado.
m³:	Metro cúbico.
m/s:	Metro por segundo.
m/s²:	Metro por segundo cuadrado.
MMscf:	Millón de pies cúbicos estándar.
min:	Minutos.
NRe:	Número de Reynolds, adimensional.
PD:	Positive Displacement: Desplazamiento Positivo.
ppm:	Parte por millón.
psia:	Pounds per square inch absolut: Libra por pulgada cuadrada absoluta.

psig:	Pounds per square inch gauge: Libra por pulgada cuadrada manométrica.
psi:	Pounds per square inch: Libra por pulgada cuadrada.
pulg:	Pulgadas.
pulg²:	Pulgadas cuadradas.
PVT:	Presión, volumen, temperatura.
s.c.:	Standar conditions: Condiciones estándar.
Std:	Estándar.
RGL:	Relación gas-líquido.
°R:	Grados Rankine.
THP:	Tubing head pressure: Presión del tubing en la cabeza.
USI:	Unidades Sistema Internacional.
UI:	Unidades Inglesas.

SIMBOLOGÍA

a:	Aceleración debida a la fuerza centrífuga, ft/seg^2 .
A_f:	Área del flujo a través del separador, ft^2 .
A_g:	Área de sección transversal ocupada por gas en el separador horizontal, pulg^2 .
A_p:	Área de la gota de líquido proyectada contra el flujo de gas, ft^2 .
A_T:	Área total, ft^2 .
β_o:	Factor volumétrico del petróleo a P _f y T _f , adimensional.
d_p:	Diámetro de una gota de líquido esférica, ft, micras.
D:	Diámetro interior del separador, ft.
D_o:	Diámetro exterior del separador, pulg.
C:	Coeficiente de arrastre, adimensional.
f:	Factor de fricción o de arrastre, adimensional.
g:	Aceleración de la gravedad, ft/seg^2 .
g_c:	Coeficiente de proporcionalidad, igual a 32.17.

h:	Nivel de líquido en el separador, ft.
Y_o:	Densidad relativa del petróleo.
k:	Constante de proporcionalidad.
L:	Longitud del separador, ft.
m_p:	Masa de una partícula de líquido, lbm.
N:	Número de vueltas realizadas en el extractor de niebla tipo centrífuga por una partícula de líquido, adimensional.
P_d:	Presión de diseño del separador, psi.
P_f:	Presión de operación del separador, psia.
PM_a:	Peso molecular del aire, igual a 28.97 lb/mole-lb.
PM_g:	Peso molecular del gas, lb/mole-lb.
P_s:	Presión del separador, psi.
ρ_g:	Densidad del gas a P_f , T_f , lbm/ ft ³ .
ρ_L:	Densidad de las gotas de líquido, °API.
ρ_p:	Densidad de las gotas de líquido , lbm/ ft ³ .
ρ_{rg}:	Densidad relativa del gas, considerando que la del aire debe ser 1, adimensional.

q_f:	Capacidad de gas del separador a P_f y T_f , ft^3/seg .
q_{sg}:	Capacidad de gas del separador a P_s y T_s , $\text{ft}^3/\text{día}$.
q_{sL}:	Capacidad de líquido a través del separador a P_s y T_s , BPD.
Q_{ga}:	Capacidad en el área transversal ocupada por el gas en el separador horizontal, BPD.
r:	Radio de la circunferencia que describe una partícula de líquido en su movimiento, ft.
R:	Constante universal de los gases.
S:	Trayectoria radial de una partícula de líquido, ft.
S_t:	Distancia de paro de una partícula de líquido, ft.
SG:	Gravedad específica, adimensional.
t:	Tiempo, seg.
t_r:	Tiempo de retención del líquido en el separador, min.
t_{rg}:	Tiempo de retención del líquido en el separador horizontal, seg.
T_f:	Temperatura de operación del separador, °R.
T_s:	Temperatura del separador, °F.
μ_g:	Viscosidad del gas, $\text{lbm}/\text{ft}\cdot\text{seg}$.

- V:** Velocidad del flujo de gas a través de un extractor de niebla, con el cual se obtiene su máxima eficiencia a P_f y T_f , ft/seg.
- V_A :** Velocidad de la gota de líquido en el área de sección transversal, ft/seg.
- V_g :** Velocidad del gas a través de un separador horizontal a P_f y T_f , ft/seg.
- V_i :** Velocidad inicial de una partícula de líquido, ft/seg.
- V_{Lh} :** Volumen disponible para manejo de líquido en un separador horizontal, ft^3 .
- V_{Lv} :** Volumen disponible para manejo de líquido en un separador vertical, ft^3 .
- V_m :** Velocidad media de una partícula de líquido suspendida en el gas, ft/seg.
- V_p :** Volumen de una gota de líquido, ft^3 .
- V_t :** Velocidad de asentamiento o terminal de una gota de líquido, ft/seg.
- Z_f :** Factor de compresibilidad del gas a P_f y T_f , adimensional.

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
FIGURA 1.1 SISTEMA DE SEPARACIÓN EN TRES ETAPAS.....	6
FIGURA 1.2 DIAGRAMA DE FASES.....	8
FIGURA 2.1 SEPARADOR VERTICAL	12
FIGURA 2.2 SEPARADOR HORIZONTAL.....	13
FIGURA 2.3 SEPARADOR ESFÉRICO.....	14
FIGURA 2.4 SEPARADOR DE TRES FASES (FWKO).....	16
FIGURA 2.5 SECCIONES BÁSICAS DEL SEPARADOR	19
FIGURA 2.6 DESVIADORES DE ENTRADA.....	20
FIGURA 2.7 INTERRUPTORES DE ONDA	21
FIGURA 2.8 EXTRACTORES DE NIEBLA (VAPOR)	22
FIGURA 2.9 EXTRACTOR DE NIEBLA TIPO VELETA.....	23
FIGURA 2.10 EXTRACTOR DE NIEBLA TIPO MALLA DE ALAMBRE ENTRETEJIDO	23
FIGURA 2.11 INTERRUPTORES DE REMOLINO	24
FIGURA 2.12 PLATOS ANTIESPUMANTES	25

FIGURA 3.1 SEPARACIÓN POR GRAVEDAD	27
FIGURA 3.2 SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRÍFUGA I.....	31
FIGURA 3.3 SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRÍFUGA II.....	33
FIGURA 3.4 SEPARACIÓN POR CHOQUE.....	35
FIGURA 3.5 TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO	36
FIGURA 3.6 EFECTO DEL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO	37
FIGURA 3.7 DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO	39
FIGURA 3.8 VELOCIDAD DEL GAS	40
FIGURA 3.9 PRESIÓN DE SEPARACIÓN.....	41
FIGURA 3.10 EFECTO DE TEMPERATURA.....	42
FIGURA 3.11 TEMPERATURA DE SEPARACIÓN	43
FIGURA 5.1 SEPARADOR HORIZONTAL (GAS-LÍQUIDO)	68
FIGURA 5.2 SEPARADOR VERTICAL (GAS-LÍQUIDO).....	69
FIGURA 6.1 EMULSIÓN.....	121
FIGURA 6.2 EMULSIÓN PETRÓLEO EN AGUA	121
FIGURA 6.3 EMULSIÓN AGUA EN PETRÓLEO	122
FIGURA 6.4 TUBERÍAS INTERNAS	126

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
TABLA 5.1 PROPIEDADES DE LOS FLUJOS	65
TABLA 5.2 NIVELES DEL RECIPIENTE	73

INTRODUCCIÓN

Los equipos de separación tienen como objetivo separar mezclas de líquido y gas. El proceso es ampliamente aplicado en la industria petrolera, fundamentalmente para lograr la mayor recuperación de hidrocarburos líquidos, sin embargo no hay un criterio único para establecer las condiciones de operación más adecuadas.

Cuando el sistema de separación ocurre en varias etapas y el gas producido se envía a una planta para su tratamiento, es importante considerar las presiones de separación del gas en cada etapa, a fin de reducir a un mínimo los requerimientos de compresión.

En este trabajo analizaremos los parámetros que se deben tener en cuenta para lograr un buen diseño de separación y cómo los diversos dispositivos internos (mecánicos) aprovechan las fuerzas físicas del fluido que ingresa a los equipos con el fin de obtener el mejor rendimiento de los mismos.

CAPÍTULO 1

1.IMPORTANCIA DE LA SEPARACIÓN DE FASES

1.1. Introducción

Un proceso de separación se aplica principalmente por las siguientes razones:

- Los pozos producen hidrocarburos líquidos y gaseosos mezclados en un solo flujo.
- Hay líneas en las que aparentemente se maneja solo líquido o gas, pero debido a los cambios de presión y temperatura que se producen, existe vaporización de líquido o condensación de gas, dando lugar al flujo de dos fases.
- En ocasiones el flujo de gas arrastra líquidos en cantidades apreciables a los equipos de procesamiento (compresores).

- En campos productores donde el gas es quemado y no se tiene equipo adecuado de separación, una cantidad considerable de aceite liviano arrastrado por el flujo de gas, también se quema, originando pérdidas económicas debido al mayor valor comercial.
- En la transportación del gas se debe eliminar la mayor cantidad de líquido para evitar problemas como: corrosión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y disminución en la capacidad de las líneas.

1.2. Influencia del Tipo de Yacimiento en la Separación de Fases

Antes de seleccionar el equipo adecuado se debe establecer cuál es el proceso de separación más conveniente. Para ello se requiere diversa información como base de diseño, siendo por su importancia la más relevante el tipo de yacimiento productor. De acuerdo a este criterio los procedimientos de separación recomendados son:

- **Yacimientos de Petróleo.-** En este caso se debe aplicar la separación por etapas, utilizando una serie de separadores operando secuencialmente a presiones más bajas. El líquido descargado desde un separador de alta presión, va al siguiente que opera a un menor valor, lográndose los siguientes objetivos: máxima

recuperación de hidrocarburos líquidos y/o mínimos requerimientos de potencia para comprimir el gas separado.

- **Yacimientos de Petróleo Volátil.-** También se recomienda la separación en etapas, pero el número de separadores debe ser mayor que en el caso anterior.

- **Yacimientos de Gas y Condensados o de Gas Húmedo.-** Lo más apropiado es la separación a baja temperatura que permite obtener mayor recuperación de líquidos y en consecuencia el gas separado tiene un menor contenido de hidrocarburos pesados y vapor de agua, reduciendo la condensación en el sistema de transporte y en el posterior proceso de compresión.

Existen diversos métodos ampliamente conocidos para clasificar los yacimientos, que consideran aspectos como:

- Diagrama de fases.
- La relación gas-petróleo de producción.
- La composición de la mezcla de hidrocarburos.
- Datos de análisis PVT.

1.2.1. Factores que Afectan al Proceso de Separación

Los principales factores que se deben considerar son: la composición y las propiedades físicas de la mezcla multifásica, la tasa de flujo, el diseño del equipo, extractores de neblina, grado de agitación del fluido, área de la interfase gas-líquido, volúmenes de gas y petróleo, cantidad y tipo de agua y grado de emulsión de la mezcla.

Por otra parte, la presión de operación de un separador depende tanto de la presión fluyente del pozo en la cabeza (THP), como de la cantidad relativa de gas natural presente en la fase líquida. De acuerdo con el diagrama de fases una disminución en la presión del yacimiento afecta las densidades de gas y de líquido, la velocidad de los fluidos y el volumen actual de la mezcla. El efecto neto de un incremento en la presión es un aumento en la capacidad de gas del separador.

La temperatura también afecta la capacidad del separador, porque influye en el volumen de la mezcla y en las densidades del gas y del líquido. El efecto neto del incremento en la temperatura es una disminución en la capacidad de separación.

1.2.2. Niveles y Etapas de Separación

Para obtener una separación más eficiente y completa, dos o más separadores se conectan en serie, reduciéndose la presión en cada equipo, lo que se conoce como separación en múltiples etapas. Cada vez que se reduce la presión, ocurre separación de gas en el líquido que sale de cada etapa. Las separaciones múltiples dan como resultado productos líquidos de calidad y gas seco. El sistema se aplica cuando la fase petróleo maneja mínimas cantidades de gas en solución o existe un pequeño destilado en la corriente de gas.

La figura 1.1 muestra un sistema de separación en tres etapas:

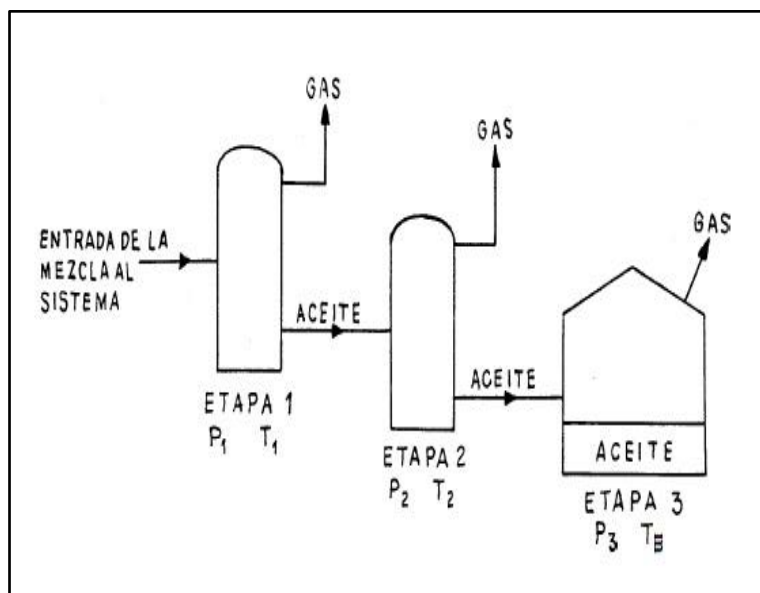


FIGURA 1.1 SISTEMA DE SEPARACIÓN EN TRES ETAPAS

Para incrementar la recuperación de líquidos se recomienda combinar las etapas de separación con la instalación de depuradores de gas o “scrubber” y el enfriamiento del mismo.

Con el fin de analizar el efecto de las condiciones iniciales de presión y temperatura sobre el comportamiento de fases, se debe tener en cuenta los diferentes tipos de yacimientos y que todos tienen la misma mezcla de hidrocarburos. En base al diagrama de fases representado en la figura 1.2 podemos definir:

- **Yacimientos de Petróleo Bajosaturado (punto A).**- En un yacimiento a determinadas presión y temperatura, los fluidos estarán en fase líquida cuando la temperatura sea menor a la crítica y la presión inicial es mayor a la de saturación del yacimiento.
- **Yacimientos de Gas y Condensado (punto B).**- Los fluidos están en fase gaseosa porque la temperatura es mayor a la crítica. Una de las características de estos yacimientos es que cuando por efecto de la producción, la presión llega al punto de rocío se inicia la condensación del líquido, estando la temperatura comprendida entre la crítica y la cricondentérmica.

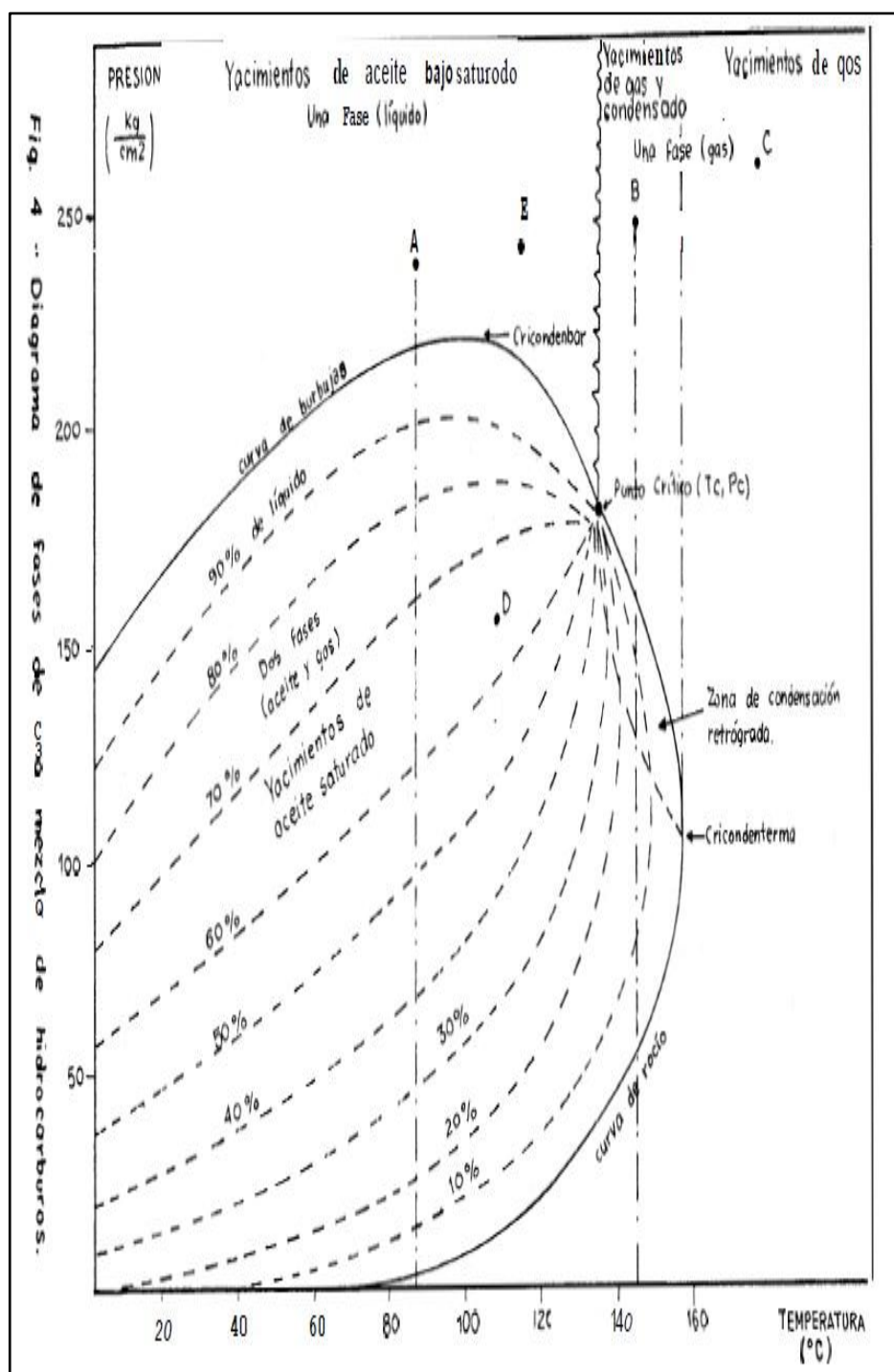


FIGURA 1.2 DIAGRAMA DE FASES

- **Yacimientos de Gas Húmedo (punto C).**- Los fluidos están en fase gaseosa y así se mantendrán durante toda la vida del yacimiento debido a que la temperatura es mayor a la cricondentérmica. Por la declinación de presión y de temperatura en la tubería de producción, los fluidos entrarán en la región de dos fases y en superficie habrá flujo de gas y líquidos condensados.

Los yacimientos con características similares a los de gas húmedo pero cuya producción no cae en la región de dos fases, se denominan de gas seco.

- **Yacimientos de Petróleo con Capa de Gas (punto D).**- Las dos fases se presentan en una capa de gas y en una zona de petróleo saturado.

- **Yacimientos de Petróleo Volátil (punto E).**- Los fluidos se comportan como sistemas de punto de burbujeo y ocupan un área de transición entre el petróleo pesado y el gas, en cuanto a composición y comportamiento termodinámico. Su temperatura es ligeramente inferior a la crítica.

CAPÍTULO 2

2. CLASIFICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS DE SEPARACIÓN

2.1 Clasificación

Por su forma los separadores se clasifican en: verticales, horizontales y esféricos. Por la función en: bifásico y trifásicos: los primeros separan gas y líquido, y los segundos gas, petróleo y agua. Además, de acuerdo a la operación: en prueba y de producción.

Entre los equipos utilizados con mayor frecuencia tenemos: separadores convencionales, a baja temperatura, eliminadores y depuradores.

2.1.1 Separadores Convencionales

Manejan dos fases (gas y líquido) en cualquiera de sus tres configuraciones (verticales, horizontales y esféricos).

Los horizontales pueden ser un solo barril o de dos barriles colocados uno arriba del otro.

2.1.1.1 Verticales

Se recomiendan cuando la relación gas-petróleo es alta, a menos que las condiciones de operación determinen el uso de uno horizontal.

- Ventajas:

- Sencillo mantenimiento, por tanto son recomendables para flujos con alto contenido de sólidos, arena, etc.
- No es crítico el control de nivel de líquido, porque el uso de un flotador vertical da mayor sensibilidad a los cambios de nivel.
- Recomendables para flujos de pozos por bombeo neumático, donde se manejan baches imprevistos de líquido, debido a que el control del nivel se puede desplazar en forma moderada.
- Menor tendencia a la revaporización de líquidos.
- Ocupan menos espacio.

- Desventajas:

- Costosos.
- Complejidad en la instalación.
- Mayor diámetro que los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.

La figura 2.1 muestra un separador vertical:



FIGURA 2.1 SEPARADOR VERTICAL

2.1.1.2 Horizontales

Son eficientes donde se manejan grandes volúmenes de fluido total y mayor cantidad de gas en solución presente en el petróleo. Se recomiendan para aplicaciones con medianas o altas relaciones gas-petróleo. El equipo se muestra en la figura 2.2.

- Ventajas:

- Capacidad para manejar gas.
- Fáciles de instalar.
- Adecuados para manejar petróleo con alto contenido de espuma, instalando placas rompedoras.

- Desventajas:

- Crítico el control de nivel de líquidos.
- Requiere mayor espacio que uno vertical.



FIGURA 2.2 SEPARADOR HORIZONTAL

2.1.1.3 Esféricos

Es un caso especial de separadores verticales. El diseño puede ser eficiente desde el punto de vista de control de presión, pero debido a su capacidad limitada para el oleaje líquido y dificultades en la fabricación, son pocos recomendables para aplicaciones en operaciones petroleras. Un separador de esta forma se muestra en la figura 2.3.

- Ventajas:

- Compactos, por lo que pueden ser útiles en plataformas costa afuera.
- Sencillos de limpiar.

- Desventajas:

- Limitado espacio de separación.

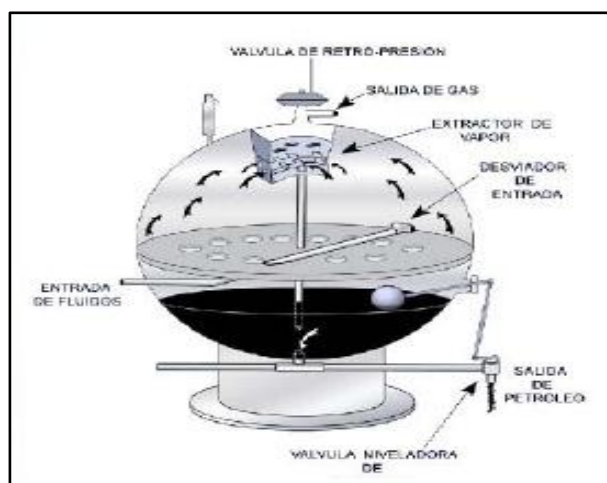


FIGURA 2.3 SEPARADOR ESFÉRICO

2.1.2 De Prueba y De Producción

El primero maneja la producción de un solo pozo con el fin de determinar o cuantificar la producción de gas y de líquido, mediante los respectivos sistemas de medición. Es más pequeño que el de producción y generalmente se construyen con una capacidad de 10000 bbl de fluido.

El de producción recibe y trata el fluido de varios pozos de un campo. Es de mayor capacidad que uno de prueba.

2.1.3 Separadores de Tres Fases

Es de tipo horizontal y se conocen como eliminadores de agua libre o Free Water Knock-Out (FWKO). Separan la fase líquida en petróleo y agua no emulsionada además de la gaseosa, debido a que disponen de suficiente tiempo de residencia o retención. Tienen las siguientes características:

- Capacidad de líquido para obtener el tiempo requerido de retención y separar el petróleo del agua.
- Sistema de control para la interfase agua-petróleo.
- Descargas independientes para el petróleo y el agua.

El gas fluye horizontalmente por el separador y pasa por un extractor de niebla antes de abandonar el equipo por la respectiva descarga. La presión de separación se mantiene constante mediante la válvula de control. La figura 2.4 muestra un FWKO:



FIGURA 2.4 SEPARADOR DE TRES FASES (FWKO)

2.1.4 Sistemas de Medición

Es importante conocer la producción de cada pozo. Con este fin en el separador de prueba se utilizan dos sistemas:

- La medición por orificio, para cuantificar la cantidad de gas, y
- El medidor de turbina, que permite establecer el flujo líquido.

Además para determinar el volumen de petróleo manejado en una estación de producción se dispone del sistema LACT.

2.2 Descripción de las Secciones de un Separador

Consta de las siguientes secciones básicas:

- Separación primaria.
- Separación secundaria.
- Extracción de niebla.
- Almacenamiento de líquido.

2.2.1 Separación Primaria

Separa la mayor parte del líquido del gas y reduce la turbulencia del flujo, debido a un cambio en la dirección que se logra con una entrada tangencial del fluido al separador por medio de una placa desviadora, dando fuerza centrífuga al flujo.

2.2.2 Separación Secundaria

Separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas que fluye por la parte superior del recipiente. Como la turbulencia del flujo es mínima, las gotas líquidas se separan por gravedad, para lo cual el equipo debe tener suficiente longitud. En algunos diseños la turbulencia se reduce con el uso de aspas alineadas que también sirven como superficies colectoras de líquido. La eficiencia de separación depende de:

- Las propiedades físicas del gas y del líquido.

- El tamaño de las gotas del líquido suspendidas en el flujo del gas.
- Grado de turbulencia.

2.2.3 Extracción de Niebla

Separa del flujo de gas las gotas pequeñas de líquido que no se eliminan en las secciones primaria y secundaria utilizando el efecto de choque y/o la fuerza centrífuga, con lo que se logra que las pequeñas gotas de líquido se colecten y se acumulen sobre una superficie, formando otras más grandes que precipitan a la sección de acumulación de líquido.

2.2.4 Almacenamiento de Líquido

Almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas. Debe tener la capacidad suficiente para manejar los baches de líquido que pueden ocurrir en una operación normal y la instrumentación requerida para controlar el nivel en el separador, compuesta por un indicador de nivel, un flotador y una válvula de descarga.

Además de las cuatro secciones descritas, el separador dispone de dispositivos como válvula de seguridad y adecuados controles de contrapresión.

Es recomendable que el separador se diseñe y construya de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

La figura 2.5 muestra las secciones básicas de un separador:

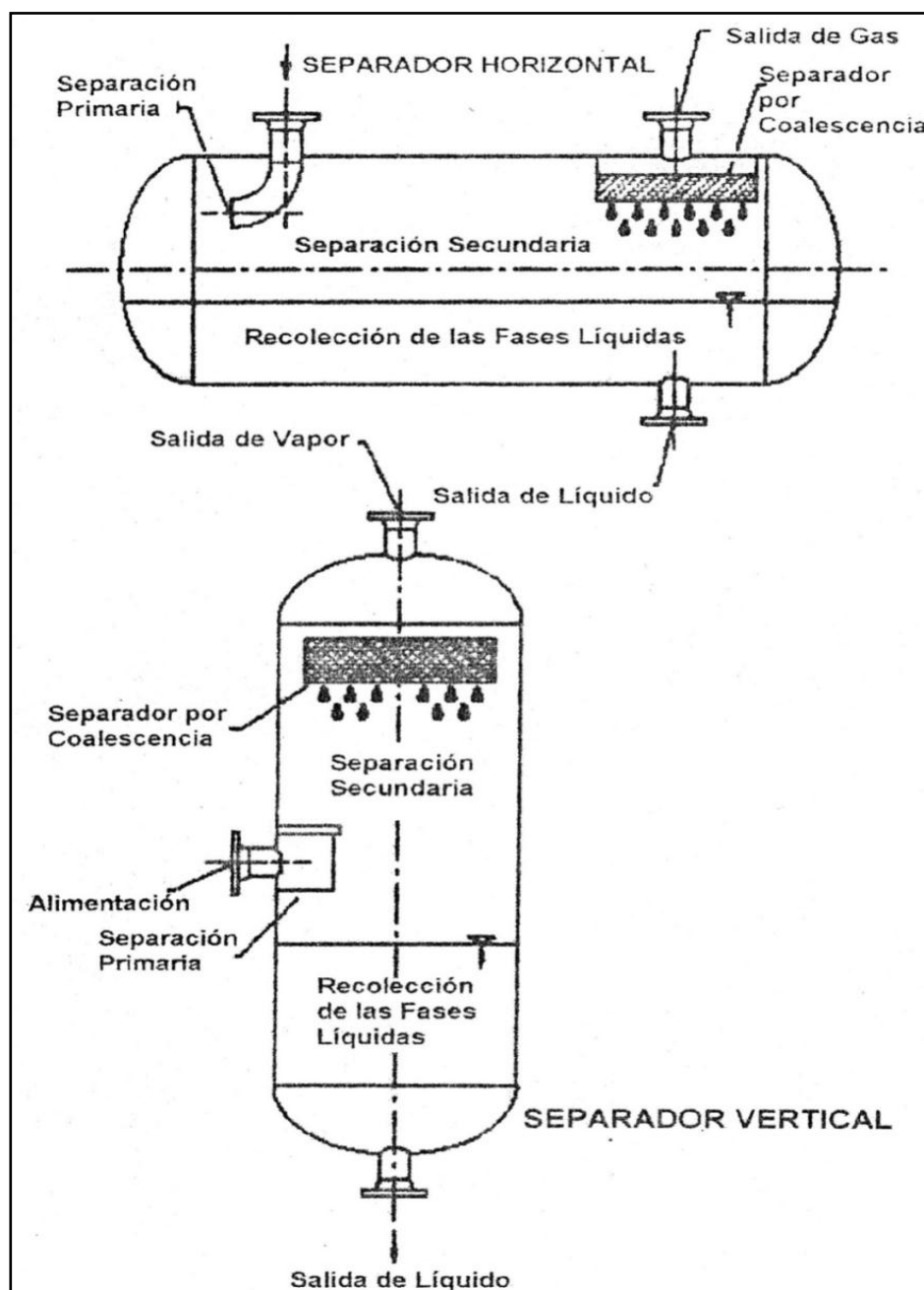


FIGURA 2.5 SECCIONES BÁSICAS DEL SEPARADOR

2.3 Internos de los Separadores

Incluyen los siguientes dispositivos:

2.3.1 Desviadores de Entrada

Sus características son:

- Cambian la dirección del flujo.
- Resisten el impacto de la entrada del fluido.
- Los de forma cónica o mitad esférica crean menos turbulencia.
- La entrada ciclónica requiere una velocidad mínima para condensados de 20 ft/seg y una chimenea para salida de gas.

La figura 2.6 muestra un desviador de entrada:

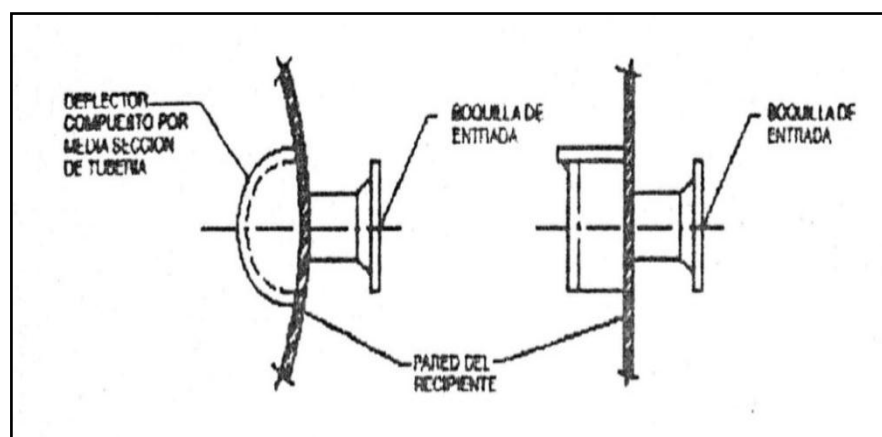


FIGURA 2.6 DESVIADORES DE ENTRADA

2.3.2 Interruptores de Onda

Características:

- Rompen las olas que forma el líquido.

- El número depende de la longitud del recipiente.
- Recomendado para separadores horizontales.
- Material liviano y resistente a la corrosión.

En la figura 2.7 se representa un interruptor de onda:

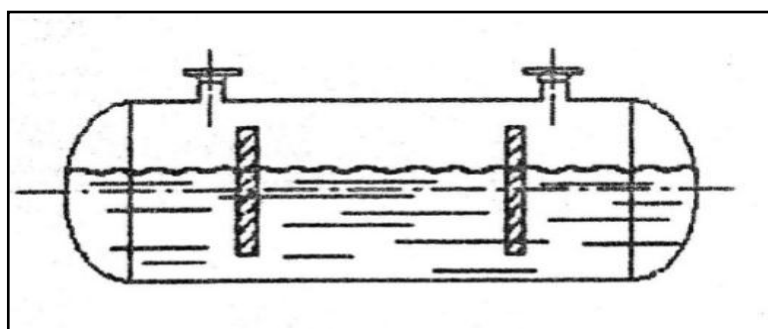


FIGURA 2.7 INTERRUPTORES DE ONDA

2.3.3 Extractores de Niebla (Vapor)

Están formados por alambre entretejido, aspas o tubos ciclónicos. Los principios mecánicos que actúan en esta sección son: asentamiento por gravedad, la fuerza centrífuga, el choque y la filtración.

Sus características son:

- Efecto de coalescencia sobre las gotas de líquido.
- La eficiencia depende de la velocidad del vapor: si es mayor, el líquido se pulveriza y se precipita; si es menor, las gotas no se encuentran, impactan, aglutinan y no coalescen.
- Eliminan el 99% de gotas > 10 micrones.
- Pueden taponarse fácilmente.

- Los de placas forzan a que el flujo sea laminar y cambie de dirección.
- Los centrífugos son más eficientes en condiciones estables pero susceptibles a pequeños cambios de flujo (requieren una mayor caída de presión).

La figura 2.8 muestra los extractores de niebla:

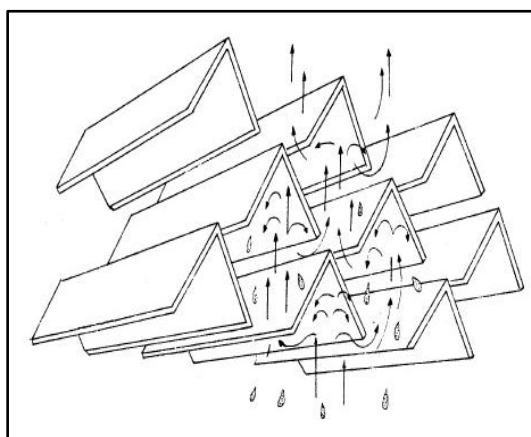


FIGURA 2.8 EXTRACTORES DE NIEBLA (VAPOR)

Los extractores más usados son:

- Tipo Veleta

Integrado por placas metálicas paralelas que forman un laberinto. Cuando el gas pasa por el extractor cambia varias veces de dirección provocando que coalescan y precipiten las gotas líquidas. La eficiencia está afectada por el tamaño de las mismas, la densidad y la tensión superficial del líquido.

La figura 2.9 presenta un extractor de niebla tipo veleta:

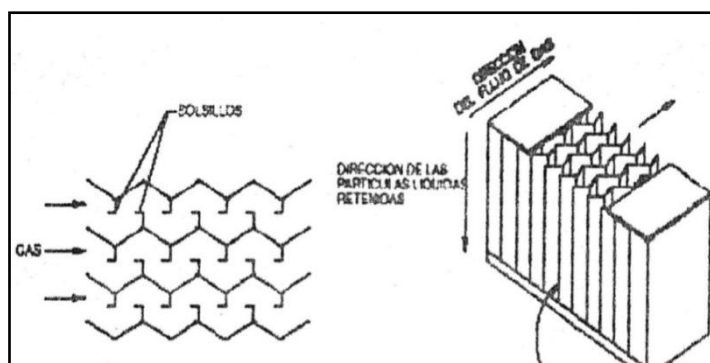


FIGURA 2.9 EXTRACTOR DE NIEBLA TIPO VELETA

- Tipo Malla de Alambre Entretejido

Consiste de un cojinete de malla de alambre con aberturas asimétricas y desalineadas. El mecanismo de separación es el choque y la acción centrífuga. La eficiencia depende de la velocidad del gas: cuando es baja, las gotas de líquido se acumulan entre los alambres y precipitan; caso contrario el líquido será arrastrado por el flujo de gas. La figura 2.10 muestra el tipo descrito:

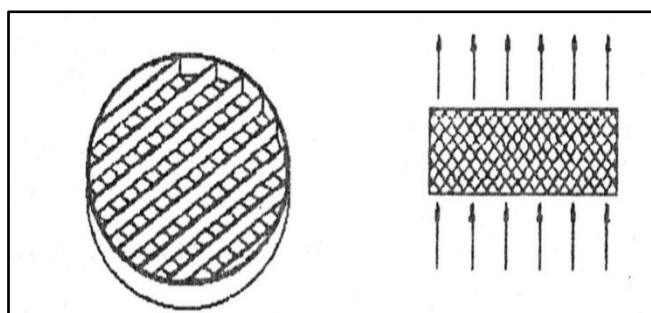


FIGURA 2.10 EXTRACTOR DE NIEBLA TIPO MALLA DE ALAMBRE ENTRETEJIDO

2.3.4 Interruptores de Remolino

Cumplen el siguiente trabajo en la descarga de líquidos:

- Succionan el gas.
- Por ser dispositivos livianos no deben obstruir el flujo ni limitar la máxima capacidad de transporte.

La figura 2.11 presenta interruptores de remolino:

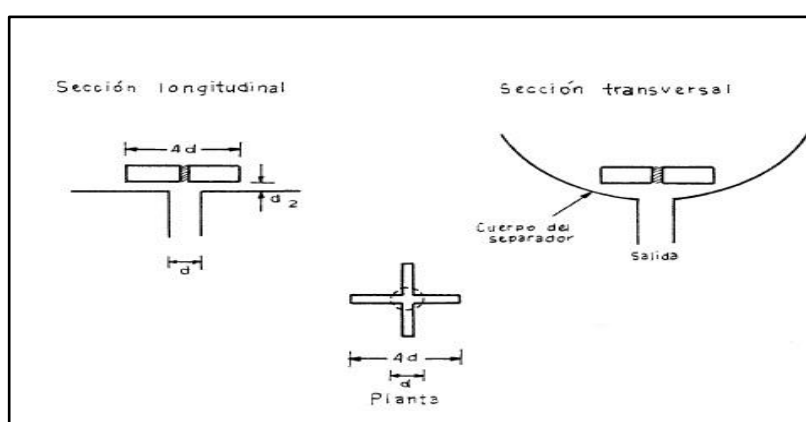


FIGURA 2.11 INTERRUPTORES DE REMOLINO

2.3.5 Platos Antiespumantes

Características:

- Eliminan la espuma que se forma en la interfase líquido-gas.
- Ayuda a la acción de los químicos demulsificantes y anticorrosivos.
- Material liviano y resistente a la corrosión.
- Ensamblaje sencillo.

La figura 2.12 muestra platos antiespumantes:

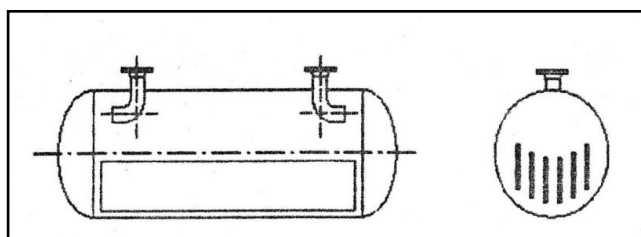


FIGURA 2.12 PLATOS ANTIESPUMANTES

2.3.6 Eliminadores de Arena

Características:

- Crean turbulencia y remueven los sólidos depositados en el fondo.
- Provocan velocidad alta, efecto JET.
- Resistentes a la erosión.

2.3.7 Láminas Coalescentes

Evitan flujos turbulentos en la fase líquida; no deben tener áreas de flujo reducidas, especialmente en petróleos parafínicos, para evitar taponamiento.

2.3.8 Boquillas y Drenajes

En separadores horizontales un gran problema es la acumulación de sólidos en el fondo del recipiente. Para evitarlo se instalan boquillas tipo jet y drenajes que permiten lavar internamente el equipo, siendo la velocidad en el jet de 20 ft/seg.

CAPÍTULO 3

3. FUNDAMENTOS PARA LA SEPARACIÓN DE MEZCLAS GAS-LÍQUIDO

A continuación se analizan los factores que gobiernan la separación de mezclas gas-líquido y la manera en que afectan a la eficiencia de los separadores.

3.1 Mecanismos de Separación

La separación de mezclas gas-líquido se logra combinando apropiadamente los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y choque.

3.1.1 Separación por Gravedad

Es el mecanismo más utilizado. En cualquier sección ampliada de una línea de flujo ocurre asentamiento por gravedad de las gotas de líquido transportada en una corriente de gas debido a la reducción de la

velocidad del flujo. En los separadores, el proceso ocurre principalmente en la sección secundaria.

Si el flujo es vertical las partículas de líquido que se separan caen a contraflujo del gas por la fuerza de gravedad y se aceleran hasta que la de arrastre se iguala con la gravitacional, como se ve en la figura 3.1:

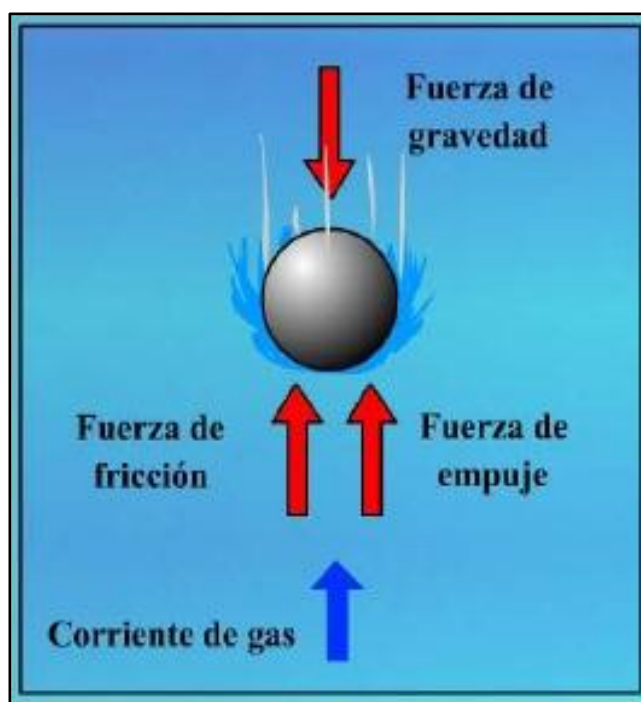


FIGURA 3.1 SEPARACIÓN POR GRAVEDAD

Después, las partículas continúan cayendo a velocidad constante, llamada velocidad de asentamiento o terminal, que para una gota de

líquido de cierto diámetro indica la velocidad máxima que debe tener el gas para que se separen las partículas de este diámetro o mayor.

La velocidad de asentamiento se calcula estableciendo el siguiente balance de fuerzas que actúan sobre una partícula de líquido en una corriente de gas:

$$\left(\begin{matrix} \text{Fuerza total actuando} \\ \text{sobre la partícula} \end{matrix} \right) = \left(\begin{matrix} \text{Fuerza} \\ \text{de gravedad} \end{matrix} \right) - \left(\begin{matrix} \text{Fuerza} \\ \text{de empuje} \end{matrix} \right) - \left(\begin{matrix} \text{Resistencia} \\ \text{por fricción} \end{matrix} \right)$$

O sea:

$$F_t = F_g - F_e - F_f \quad (3.1)$$

Reemplazando cada término por su valor:

$$\rho_p V_p \frac{dV_t}{dt} = \frac{\rho_p V_p g}{g_c} - \frac{\rho_g V_p g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g V_t^2}{2 g_c} \quad (3.2)$$

Dividiendo para $\rho_p V_p$:

$$\frac{dV_t}{dt} = \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_p} \right) \frac{g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g V_t^2}{2 g_c V_p g_c} \quad (3.3)$$

Como la velocidad de asentamiento es constante, el primer miembro de esta ecuación es cero.

Despejando V_t :

$$V_t = \left[\frac{2g\rho_p V_p (\rho_p - \rho_g)}{f A_p \rho_g \rho_p} \right]^{1/2} \quad (3.4)$$

Considerando que las gotas de líquido son partículas esféricas y rígidas, su volumen es $\pi d_p^3/6$ y el área $\pi d_p^2/4$. Por tanto:

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{2d_p}{3}, \text{ reemplazando en (3.4)}$$

$$V_t = \left[\frac{4(\rho_p - \rho_g) d_p g}{3f \rho_g} \right]^{1/2} \quad (3.5)$$

Para calcular el coeficiente de arrastre, f , adimensional, se necesita conocer el número de Reynolds

$$NR_e = \frac{V_t d_p \rho_g}{\mu_g}$$

En el diseño de separadores se ha comprobado que:

$$f = \frac{24}{NR_e}$$

Reemplazando f en **(3.5)**, la ecuación toma la forma de la ley de Stokes.

$$V_t = \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \quad \textbf{(3.6)}$$

Simbología:

V_p : Volumen gota de líquido, ft^3 .

ρ_p : Densidad gotas de líquido, lbm/ft^3 .

V_t : Velocidad asentamiento de gota de líquido, ft/seg .

g : Aceleración de la gravedad, ft/seg^2 .

f : Factor de fricción o de arrastre.

A_p : Área gota de líquido, ft^2 .

ρ_g : Densidad gas a P_f , T_f , lbm/ft^3 .

3.1.2 Separación por Fuerza Centrífuga

La fuerza centrífuga inducida a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas puede ser varias veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas.

Las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla tipo ciclónico, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas, cuya velocidad en las paredes del tubo ciclónico, no debe ser

mayor de un cierto valor crítico. La figura 3.2 y 3.3 presentan el proceso de separación por fuerza centrífuga:

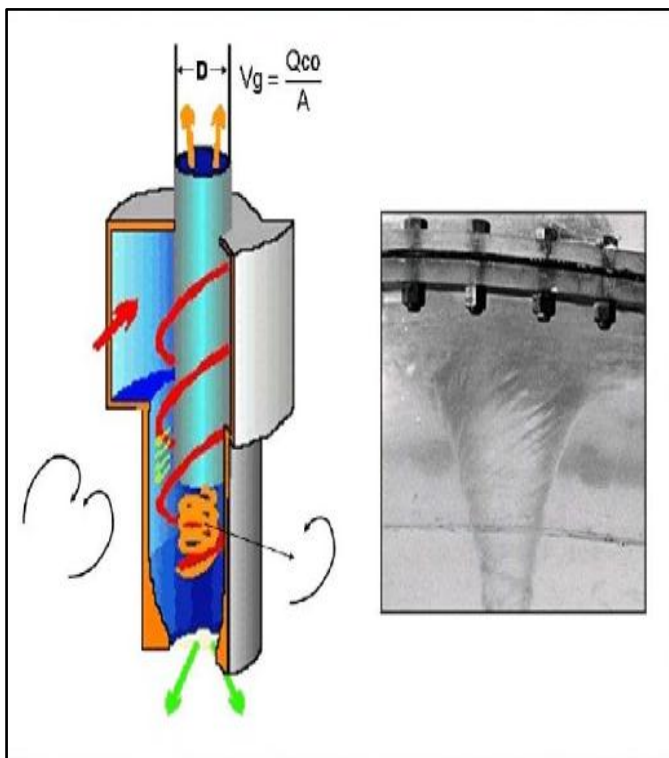


FIGURA 3.2 SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRÍFUGA I

Este principio mecánico se emplea tanto en la sección primaria de un separador como en algunos tipos de extractores de niebla. Se recomienda que la velocidad del fluido debe ser de tal magnitud para que la relación $\rho_g V^2$ se mantenga en 900, siendo V la velocidad del gas y menor a 45 ft/seg.

En este caso, la ley de Stokes se puede aplicar a este proceso, sustituyendo (g) por la aceleración (a) debido a la fuerza centrífuga. Entonces:

$$V_t = \frac{ad_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \quad (3.7)$$

Considerando que V_t es constante en magnitud e igual a la velocidad media de una partícula de líquido suspendida en el gas, V_m , tenemos que la fuerza centrífuga, F_c , es:

$$F_c = \frac{m_p V_m^2}{r} \quad (3.8)$$

Combinando con la expresión para a:

$$a = \frac{2\pi N V_m^2}{s} \quad (3.9)$$

Reemplazando en (3.7) y despejando d_p :

$$d_p = \left[\frac{g\mu_g s}{\pi N V_m (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad (3.10)$$

Esta ecuación permite calcular el tamaño de las partículas líquidas.

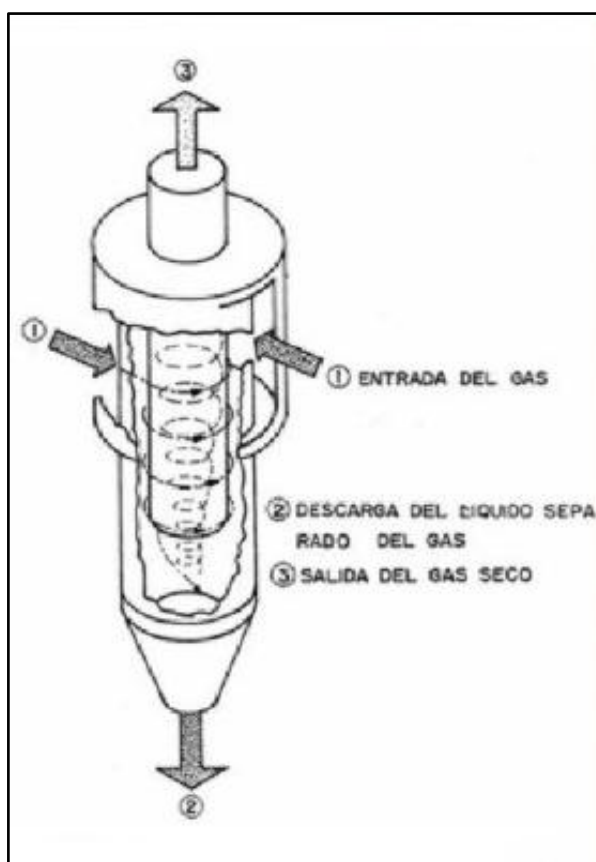


FIGURA 3.3 SEPARACIÓN POR FUERZA CENTRÍFUGA II

3.1.3 Separación por Choque

Es el mecanismo más utilizado en la eliminación de las pequeñas partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, porque cuando chocan con obstrucciones quedan adheridas a las mismas. Se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo alambre entretejido.

Distancia de paro es el recorrido que una partícula de cierto diámetro cumple a través de una corriente de gas y se puede calcular modificando la Ley de Stokes de la siguiente forma:

$$S_t = \frac{d_p^2 \rho_g V_i}{18 \mu_g} \quad (3.11)$$

Simbología:

S_t : Distancia de paro, ft.

ρ_g : Densidad gas a Pf, Tf, lbm/ ft³.

d_p^2 : Diámetro de una gota de líquido esférica, ft, micras.

V_i : Velocidad inicial de una partícula de líquido, ft/seg.

μ_g : Viscosidad del gas, lbm/ft-seg.

Como se nota en la ecuación, la distancia de paro es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de líquido, significando que para las más pequeñas la distancia de paro es más corta y por tanto la tendencia es mayor a desviarse en torno a la obstrucción.

La figura 3.4 muestra como ocurre la separación por choque:

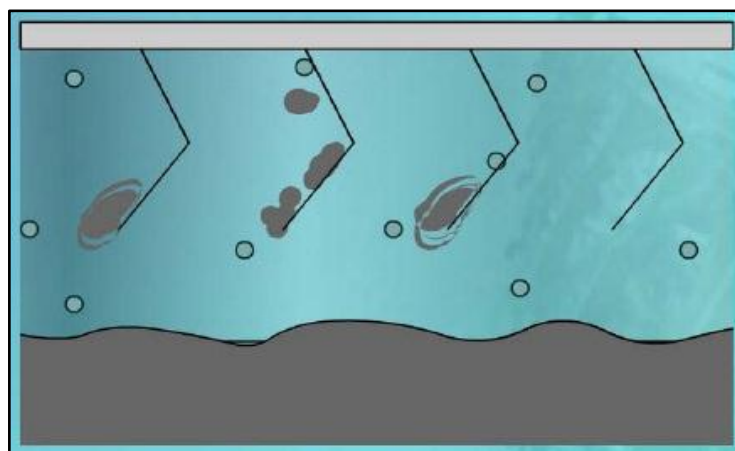


FIGURA 3.4 SEPARACIÓN POR CHOQUE

3.2 Factores que Afectan la Eficiencia de Separación de Gas y Líquido

Los principales son:

3.2.1 Tamaño de las Partículas de Líquido

Es importante en la determinación de la velocidad de asentamiento, en la separación por gravedad y por fuerza centrífuga. En la separación por choque sirve para determinar la distancia de paro.

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 al base se deben eliminar, pero realmente lo que sucede es que se separan partículas

más pequeñas que el diámetro base, mientras que no se separan algunas más grandes. Ello se debe a la turbulencia del flujo y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor a la velocidad promedio del flujo de gas.

La figura 3.5 presenta el tamaño de las partículas de líquido:

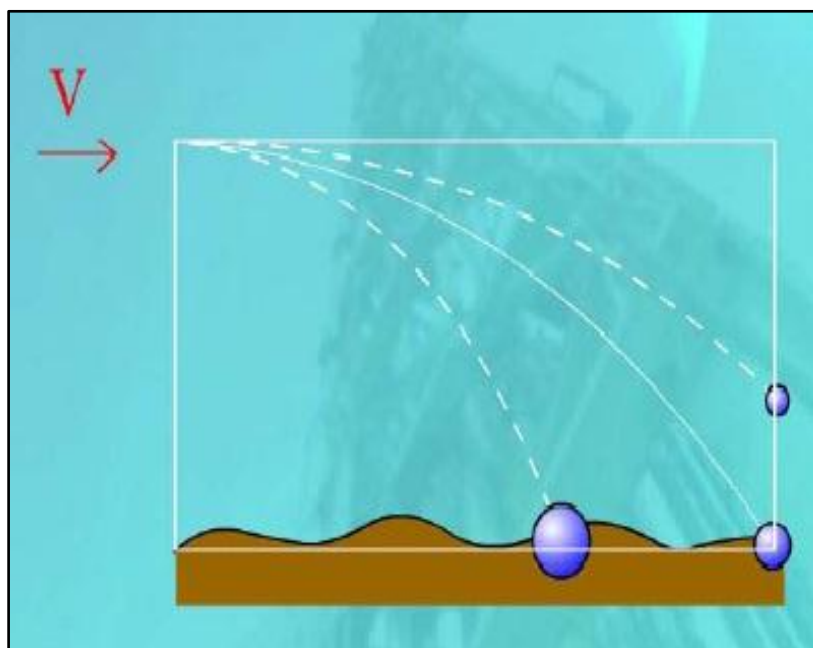


FIGURA 3.5 TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO

La figura 3.6 muestra el efecto del tamaño de las partículas en la eficiencia de separación, cuando el extractor de niebla es del tipo choque o ciclónico. Esta figura relaciona el tamaño de la partícula con el porcentaje de las que son eliminadas. Se puede ver que en un proceso se separa por ejemplo un 52% de un tamaño x de partículas y

que solo se elimina un 23% de las de tamaño $x/2$, mientras que se elimina un 88% de partículas con tamaño $3x$.

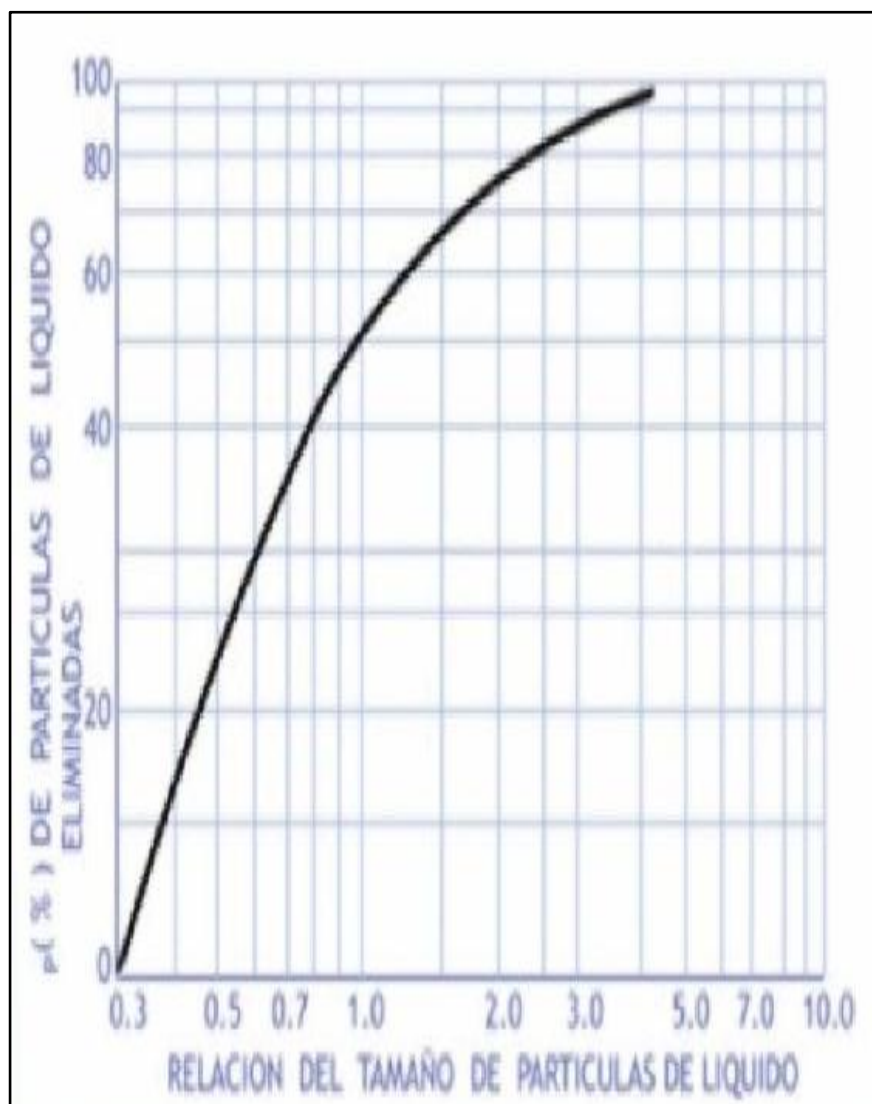


FIGURA 3.6 EFECTO DEL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO

El tamaño de las partículas de líquido formadas en el flujo de fases es suficientemente grande para dar una buena eficiencia en los equipos

de separación, donde generalmente se establece que el arrastre no es mayor a 0.1 gal/MMft³.

3.2.2 Volumen y Distribución de las Partículas de Líquido que Entran al Separador

Estos aspectos están ligados con la eficiencia de la separación, como se muestra en el análisis de las siguientes situaciones:

Se instala un separador para tratar un volumen líquido de 2000 galones por cada millón de pie cúbico de gas. De ese volumen 0.5 galones están formados por partículas menores a 10 micras. Si la eficiencia del separador es 80%, para separar partículas menores de 10 micras la eficiencia total será de casi 100%. Sin embargo si el mismo separador se emplea en una corriente de gas donde el contenido líquido es de 20 galones por millón de pie cúbico de gas, todo formado por partículas menores a 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80% y habrá un arrastre de líquido en el flujo de gas de 4 galones por millón de pie cúbico. Por tanto, aunque el separador funcione bien no sería el adecuado. La situación se representa en la figura 3.7

De lo expuesto se concluye que en la selección del equipo de separación hay que considerar la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

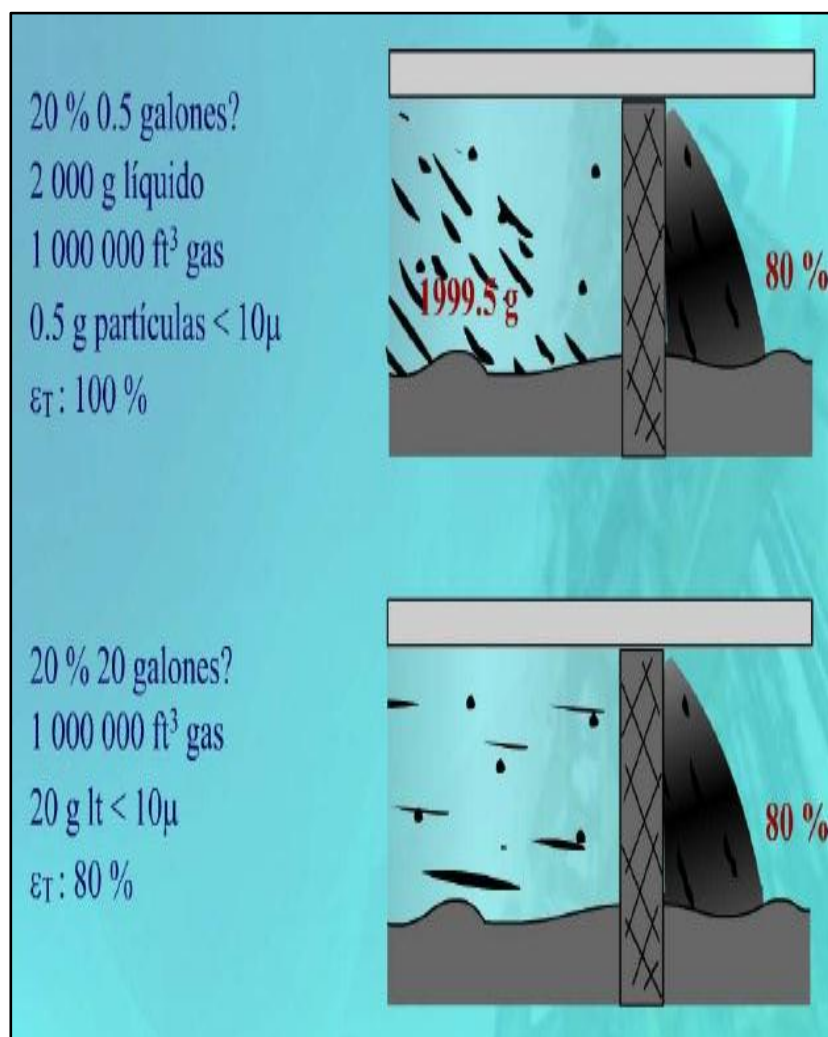


FIGURA 3.7 DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO

3.2.3 Velocidad del Gas

Los separadores se diseñan de manera que las partículas líquidas mayores a 100 micras se separen del flujo de gas en la sección secundaria, mientras que las más pequeñas lo hacen en la zona de extracción de niebla. Cuando la velocidad del gas aumenta en el separador sobre un cierto valor establecido en el diseño, aunque se incremente el volumen de gas, las partículas líquidas mayores a 100 micras no se separan totalmente en la sección secundaria, originando la saturación del extractor de niebla y por tanto que se presenten baches líquidos en el flujo de gas que sale del separador.

La figura 3.8 muestra cómo actúa la velocidad del gas:

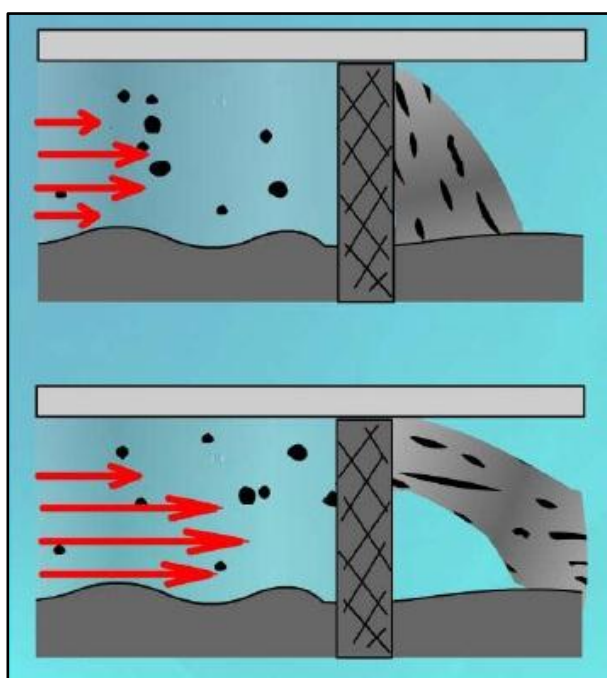


FIGURA 3.8 VELOCIDAD DEL GAS

3.2.4 Presión de Separación

Viene dada por la presión del gas y es un factor importante en el proceso de separación desde el punto de vista de la recuperación de líquidos.

Para cada situación en particular siempre existe una presión óptima de separación. En ocasiones al disminuirla aumenta el recobro de líquidos. También afecta la capacidad de los separadores: al incrementar la presión aumenta la capacidad de separación y viceversa. La figura 3.9 muestra el efecto que origina la presión del gas.

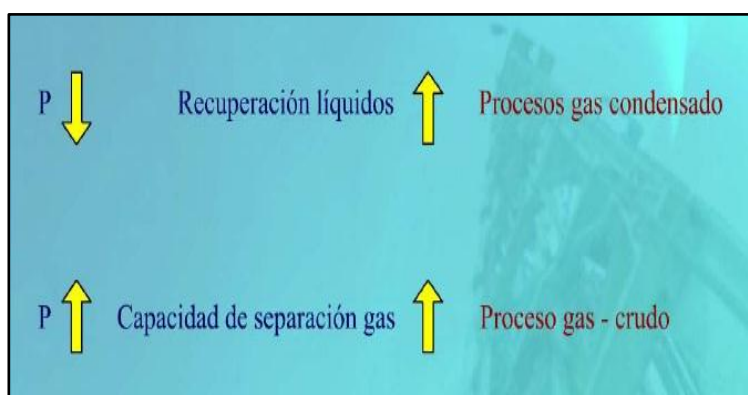


FIGURA 3.9 PRESIÓN DE SEPARACIÓN

3.2.5 Temperatura de Separación

Influye de la siguiente manera: Conforme disminuye la temperatura incrementa la recuperación de líquidos en el separador, disminuyendo la del gas. El proceso se muestra en la figura 3.10:

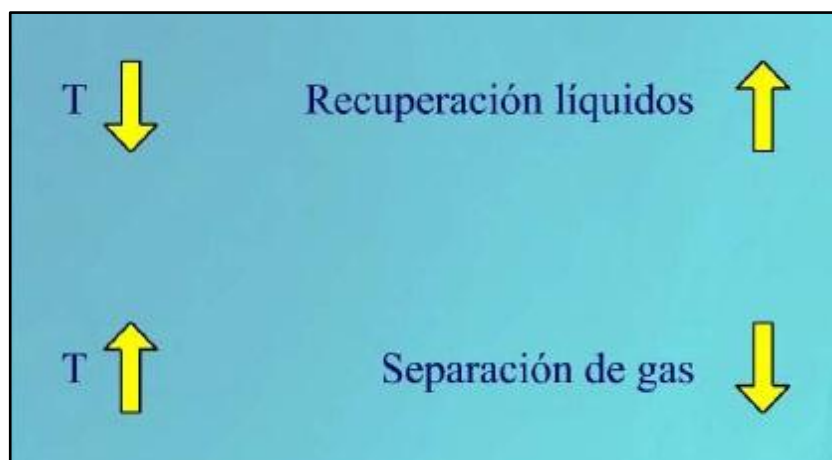


FIGURA 3.10 EFECTO DE TEMPERATURA

La figura 3.11 muestra que a una temperatura de 0°F la recuperación de líquidos es de casi 5000 galones por millón de pie cúbico de gas, mientras que el volumen de líquido recuperado en el tanque de almacenamiento es de 2000 galones por millón de pie cúbico. Entonces se debe considerar que aunque se logra la máxima recuperación de líquido en el separador a 0°F, de los 5000 galones se evaporan en el tanque 3000, que se liberan a la atmósfera generando grandes pérdidas económicas.

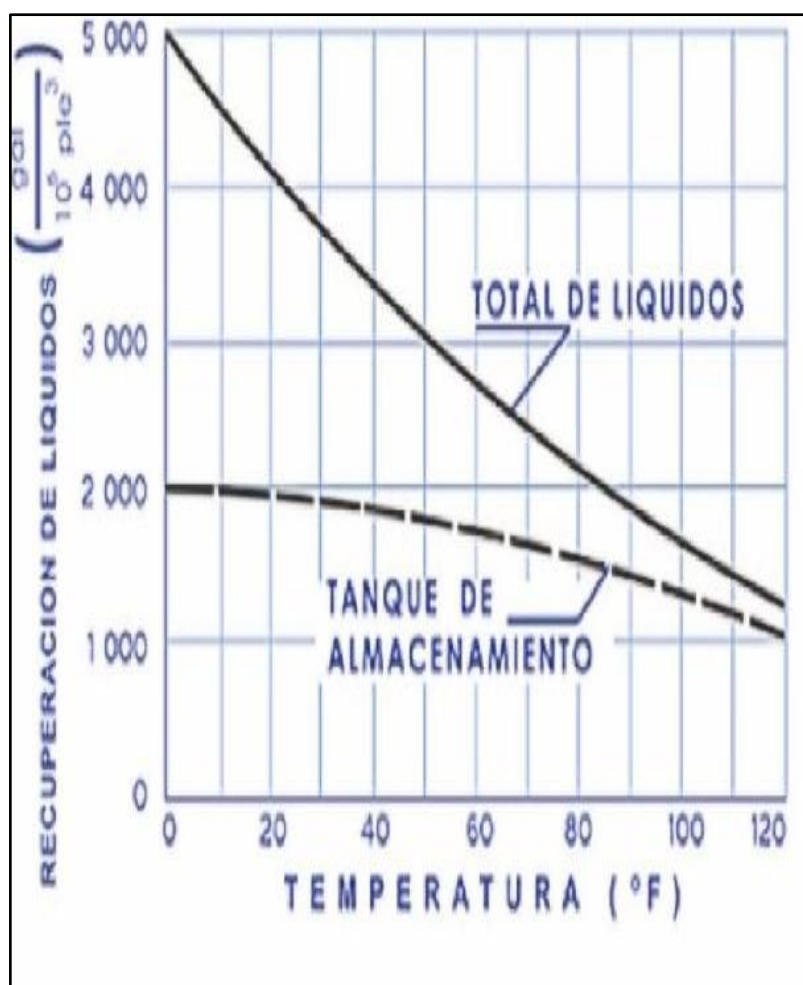


FIGURA 3.11 TEMPERATURA DE SEPARACIÓN

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

Otro factor que se debe considerar para utilizar bajas temperaturas de separación es la necesidad de equipo de enfriamiento y la formación de hidratos.

3.2.6 Densidades del Líquido y del Gas

Afectan la capacidad de manejo de gas en los separadores, que es directamente proporcional a la diferencia de densidades entre el líquido y el gas e inversamente proporcional a la del gas.

3.2.7 Viscosidad del Gas

El efecto se puede observar en las ecuaciones que determinan la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas tiene aplicación en el cálculo del NRe con el que se determina el valor del coeficiente de arrastre.

De la ley de Stokes se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas disminuye la velocidad de asentamiento y por tanto se reduce la capacidad para manejo de gas en el separador.

CAPÍTULO 4

4.CRITERIOS Y ECUACIONES PARA DETERMINAR LA CAPACIDAD DE UN SEPARADOR

4.1 Criterios para Dimensionar Separadores

Los factores fundamentales para la determinación de la capacidad de un separador son:

- Diámetro y longitud.
- Diseño y arreglo de las partes internas.
- Características físico-químicas del petróleo y del gas que se van a separar.
- Presión y temperatura de operación.
- Número de etapas de separación.
- Nivel de líquido en el separador.
- Tendencia del petróleo a formar espuma.
- Cantidad de material sólido arrastrado por los fluidos.
- Condiciones del separador y de sus componentes.

Adicionalmente, en los separadores horizontales se debe considerar lo siguiente:

- En la entrada del separador, las gotas de líquido caen en un ángulo de 45° a la interfase gas-líquido.
- El extractor de niebla está colocado a una distancia igual a dos veces la diferencia entre el diámetro del separador y el nivel del líquido.
- Las gotas de líquido son de 100 micras y el factor de compresibilidad igual a 1.

4.2 Cálculo de la Capacidad de Tratamiento de Separadores Horizontales

4.2.1 Capacidad de Líquido

La ecuación para determinar el caudal de líquido a condiciones estándar, es:

$$q_{SL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi * D^2}{4} - A_f\right) * L}{\beta_o t_r} \quad (4.1)$$

Simbología:

A_f : Área del flujo a través del separador, ft².

β_o : Factor volumétrico del petróleo a Pf y Tf, adimensional.

D^2 : Diámetro exterior del separador, pulg.

L : Longitud del separador, ft.

q_{sL} : Capacidad de líquido a través del separador a P_s y T_s , BPD.

t_r : Tiempo de retención, min.

Ejemplos de cálculo.-

1.- Calcular las capacidades de manejo de líquido de un separador horizontal a las presiones de operación (P_f) de 125 y 1800 psi con la siguiente información:

$$L = 6 \text{ ft}; \quad h = 0.4444 \text{ ft}; \quad D = 1.3088 \text{ ft}; \quad t_r = 1.0 \text{ min}$$

Donde:

L: Longitud.

h: Espesor.

D: Diámetro interior.

t_r : Tiempo de retención.

Desarrollo

a) Para $P_f = 125$ psi y $\beta_o = 1$

- Se calcula el Área de flujo a través del separador:

$$A_f = \frac{\pi * (1.3088)^2}{4} * \left[1 - \frac{\arccos\left(1 - \frac{2(0.4444)}{1.3088}\right)}{180} \right] + [(1.3088)(0.4444) - (0.4444)^2]^{1/2} * \left(\frac{1.3088}{2} - 0.4444 \right)$$

$$A_f = 0.9427 \text{ ft}^2$$

Reemplazando en la ecuación (4.1), tenemos:

$$q_{SL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi * D^2}{4} - A_f \right) * L}{\beta_o t_r}$$

$$= 256.474 \frac{\left(\frac{\pi * (1.3088)^2}{4} - 0.9427 \right) * 6}{1 * 1}$$

$$q_{SL} = 619.625 \text{ BPD @ s.c.}$$

b) Para $P_f = 1800$ psi y $\beta_o = 1.225$

Reemplazando en la ecuación (4.1), tenemos:

$$q_{sL} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi D^2}{4} - A_f \right) * L}{\beta_o t_r}$$

$$= 256.474 \frac{\left(\frac{\pi (1.3088)^2}{4} - 0.9427 \right) * 6}{1.225 * 1}$$

$$q_{sL} = 505.82 \text{ BPD @ s. c.}$$

2.-Para un separador horizontal de un solo barril se requiere:

a) Determinar el diámetro interno mínimo en pulgadas para manejar 70 MM ft^3 std/día. de un gas de gravedad específica 0.64, siendo la longitud del separador 10 ft. Las condiciones de operación son 775 Psia y 90°F y el factor de compresibilidad 0.881 y la gravedad del líquido 10°API a 60°F. Asumir que el separador estará lleno de líquido hasta la mitad.

b) La capacidad del crudo en bbl/día considerando que es la mitad de la capacidad de crudo existente y que el tiempo de retención del líquido es 1 minuto.

Desarrollo

-Calcular la gravedad específica del líquido:

$$SG_{\text{líquido}} = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ API} = \frac{141.5}{131.5 + 10} = \mathbf{1.0}$$

$$\rho_l = SG * \rho_{\text{agua}} = 1 * 62.4 = \mathbf{62.4 \text{ lb/ft}^3}$$

-Calcular la densidad del gas:

$$\rho_g = \frac{PM}{ZRT} = \frac{P\gamma_g(29.897)}{ZRT}$$

$$\gamma_g = \frac{M}{28.97} \rightarrow M = \gamma_g * 28.97 \quad \rightarrow M = \mathbf{28.97\gamma_g}$$

$$\rho_g = \frac{775 * 0.64(29.897)}{0.881 * 10.73 * 550} = \mathbf{2.764 \text{ lbf/ft}^3}$$

-Aplicando la ley de los gases, tenemos:

$$\left(\frac{PQ}{ZRT}\right)_{std} = \left(\frac{PQ}{ZRT}\right)_{actual} \rightarrow Q_{ga} = \frac{P_{sc}Z_A T_A}{Z_{sc}T_{sc}P_A} Q_g$$

- A condiciones de operación se tiene que:

$$Q_{ga} = \frac{14.7 * 0.881 * 550}{1 * 520 * 775} * 70$$

$$Q_{ga} = 1.2372 \text{ MMSCF/D}$$

- A condiciones de operación se tiene que:

$$Y = \left(Q_{ga} = \frac{P_{sc} Z_A T_A}{Z_{sc} T_{sc} P_A} 1000 \right) = 17.675$$

$$Q_{ga} = \frac{Q_g Y}{86.4} = \frac{70 * 17.675}{86.4}$$

$$Q_{ga} = 14.32 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

-Determinamos el coeficiente de arrastre:

$$V_A = C \left[\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right]^{1/2} \rightarrow C = 0.17 \sqrt{L}$$

$$C = 0.17 \sqrt{10} \rightarrow C = 0.538$$

- Calculamos la velocidad de la gota de líquido:

$$V_A = 0.538 \left[\frac{62.4 - 27.64}{27.64} \right]^{1/2} \rightarrow V_A = 2.499 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \text{ del fluido}$$

- El área de sección transversal ocupada por el gas es determinada por:

$$A_g = \frac{Q_{ga}}{V_A} = \frac{14.32 ft^3/seg}{2.499 \frac{ft}{seg}} = 5.73 ft^2$$

- El área total en el separador horizontal es:

$$A_T = 2A_g = 2 * 5.73 = 11.46 ft^2$$

a) Calculamos el diámetro interno

$$D = \left(4 \frac{A_T}{\pi}\right)^{1/2} \rightarrow D = \left(4 \frac{11.46}{\pi}\right)^{1/2}$$

$$D = 3.82 ft = 45.84 pulg \rightarrow D \cong 48 pulg$$

c) Se calcula q (capacidad de líquido)

$$V_{Líquido} = q * N \rightarrow q = \frac{V_{Líquido}}{N}$$

$$V_{Líquido} = \left(\frac{1}{2} \text{Área}\right) * L = \left(\frac{1}{2} 11.46\right) * 10 = 57.3 ft^3$$

$$q = \left(\frac{57.3 ft^3}{1 min}\right) \left(\frac{1 bls}{5.615 ft^3}\right) \left(\frac{1440 min}{D}\right)$$

$$q = 14.695BPD$$

$$Q_L = \frac{1}{2}q$$

$$Q_L = 7.348BP$$

Simbología:

A_g: Área de sección transversal ocupada por gas en el separador horizontal.

C: Coeficiente de arrastre.

D: Diámetro interior del separador.

ρ_{agua}: Densidad del agua a Pf, Tf.

ρ_g: Densidad del gas a Pf, Tf.

ρ_l: Densidad de las gotas de líquido.

Y_g: Densidad relativa del gas.

M: Masa molecular.

N: Número de vueltas realizadas en el extractor de niebla tipo centrífuga por una partícula de líquido.

P_A: Presión actual.

P_{sc}: Presión a condiciones estándar.

PM: Peso molecular.

Q: Capacidad total del separador.

q: Capacidad del separador.

Q_g: Capacidad de gas del separador.

Q_L: Capacidad de líquido del separador.

Q_{ga}: Capacidad en el área transversal ocupada por el gas en el separador horizontal.

R: Constante universal de los gases.

SG_{líquido}: Gravedad específica del líquido.

T: Temperatura.

T_A: Temperatura actual

T_{sc}: Temperatura a condiciones estándar.

V_A: Velocidad de la gota de líquido en el área de sección transversal.

V_{líquido}: Volumen de líquido.

Z: Factor de compresibilidad.

Z_A: Factor de compresibilidad actual.

Z_{sc}: Factor de compresibilidad a condiciones estándar.

4.2.2 Capacidad de Gas

La ecuación para determinar el caudal de gas a condiciones estándar, es:

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} * \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} * A_f, @ \text{ s.c.} \quad (4.2)$$

Simbología:

A_f : Área del flujo a través del separador, ft^2 .

d_p^2 : Diámetro de una gota de líquido esférica, ft, micras.

ρ_g : Densidad del gas a P_f , T_f , lbm/ft^3 .

ρ_p : Densidad de las gotas de líquido, lbm/ft^3 .

P_f : Presión de operación del separador, psia.

q_{sg} : Capacidad de gas del separador a P_s y T_s , $\text{ft}^3/\text{día}$.

T_f : Temperatura de operación del separador ($^{\circ}\text{R}$).

μ_g : Viscosidad del gas, lbm/ft-seg .

Z_f : Factor de compresibilidad del gas a P_f y T_f , adimensional.

Ejemplo de Aplicación.-

- Calcular la capacidad de manejo de gas en un separador horizontal, bajo las siguientes condiciones:

$L = 10 \text{ ft}$; $h = 0.3333 \text{ ft}$; $D_o = 16 \text{ pulg}$; $P_f = 75 \text{ psi}$; $T_f = 60^{\circ}\text{F}$;

$P_d = 1000 \text{ psi}$; $\rho_{rg} = 0.65$; $\rho_L = 45^{\circ}\text{API}$; $P_s = 14.7 \text{ psia}$; $T_s = 60^{\circ}\text{F}$

Donde:

L : Longitud.

h : Espesor.

D_o : Diámetro exterior.

ρ_L : Densidad de las gotas de líquido.

ρ_{rg} : Densidad relativa del gas.

P_d : Presión de diseño del separador.

P_f : Presión de operación del separador.

P_s : Presión del separador.

T_f : Temperatura de operación del separador.

T_s : Temperatura del separador.

Si $Z=1$ y asumiendo que el diámetro de las gotas de líquido es 100 micras, la ecuación (4.2) queda:

$$q_{sg} = 0.83 \frac{P_f}{T_f} * \frac{(\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} * A_f \quad (4.3)$$

Simbología:

A_f : Área del flujo a través del separador, ft².

ρ_g : Densidad del gas a P_f , T_f , lbm/ ft³.

ρ_p : Densidad de las gotas de líquido, lbm/ ft³.

P_f : Presión de operación del separador, psia.

q_{sg} : Capacidad de gas del separador a P_s y T_s , ft³/día.

T_f : Temperatura de operación del separador, °R.

μ_g : Viscosidad del gas, lbm/ft-seg.

Siendo $Z = 0.983$; $\rho_g = 0.3084 \text{ lbm/ft}^3$; $\mu_g = 7.212 \times 10^{-6} \text{ lbm/ft-seg}$.

a) Se calcula A_f , reemplazando los datos en la siguiente ecuación

$$A_f = \frac{\pi * D^2}{4} * \left[1 - \frac{\arccos\left(1 - \frac{2h}{D}\right)}{180} \right] + ((D)(h) - (h)^2)^{1/2} * \left(\frac{D}{2} - h \right)$$

$$A_f = \frac{\pi * (1.1825)^2}{4} * \left[1 - \frac{\arccos\left(1 - \frac{2(0.3333)}{1.1825}\right)}{180} \right] + [(1.1825)(0.3333) - (0.3333)^2]^{1/2} * \left(\frac{1.1825}{2} - 0.3333 \right)$$

$$A_f = 0.8442 \text{ ft}^2$$

b) Cálculo de q_{sg}

Para $D_o = 16$ pulg. y $P_d = 1000$ psi, el correspondiente diámetro interior es 1.1825 ft. y considerando que:

$d_p = 100$ micras = 3.2808×10^{-4} ft, y

$\rho_L = 45^\circ \text{API}$;

$\rho_p = 53.03 \text{ lbm/ft}^3$.

Reemplazando en la ecuación (4.3):

$$q_{sg} = 0.83 * \frac{89.7}{520} * \frac{(53.03 - 0.3084)}{7.212 \times 10^{-6}} * (0.8442)$$

$$q_{sg} = 0.885 \times 10^6 \frac{ft}{D}, @ s.c$$

4.3 Cálculo de la Capacidad de Tratamiento en Separadores Verticales

4.3.1 Capacidad de Líquido

La ecuación para determinar el caudal de líquido a condiciones estándar, es:

$$q_{sL} = 201.42 \frac{D^2 * h}{\beta_o t_r} \quad (4.4)$$

Simbología:

β_o : Factor volumétrico del petróleo a P_f y T_f , adimensional.

D^2 : Diámetro interior del separador, pulg.

h : Espesor, ft.

q_{sL} : Capacidad de líquido a través del separador a P_s y T_s , BPD.

t_r : Tiempo de retención, min.

Ejemplo de aplicación.-

- Calcular las capacidades de manejo de líquido de un separador vertical a las presiones de operación de 125 y 1800 psi con la siguiente información:

$$L = 10 \text{ ft}; D = 1.3088 \text{ ft}; h = 1.3333 \text{ ft}; t_r = 1.0 \text{ min}; \beta_o = 1; \beta_o = 1.225$$

Donde:

L: Longitud.

h: Espesor.

D: Diámetro interior.

β_o : Factor volumétrico del petróleo a P_f y T_f .

t_r : Tiempo de retención.

a) Para $P_f = 125$ psi y $\beta_o = 1$

Reemplazando en la ecuación (4.4), tenemos:

$$q_{SL} = 201.42 \frac{D^2 * h}{\beta_o t_r} = 201.42 \frac{(1.3088)^2 * 1.3333}{1 * 1}$$

$$q_{SL} = 460.02 \text{ BPD @ s.c.}$$

b) Para Pf= 1800 psi y $\beta_o= 1.225$

Reemplazando en la ecuación (4.4), tenemos:

$$q_{sL} = 201.42 \frac{D^2 * h}{\beta_o t_r} = 201.42 \frac{(1.3088)^2 * 1.3333}{1.225 * 1}$$

$$q_{sL} = 375.53 \text{ BPD@s.c.}$$

4.3.2 Capacidad de Gas

La ecuación para determinar el caudal de gas a condiciones estándar, es:

$$q_{sg} = 4.294 \times 10^6 \frac{Pf}{Zf \cdot Tf} * \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} * D^2 \quad (4.5)$$

Simbología:

D²: Diámetro interior del separador, pulg.

d_p²: Diámetro de una gota de líquido esférica, ft, micras

ρ_g: Densidad del gas a Pf, Tf, lbm/ ft³.

ρ_p: Densidad de las gotas de líquido, lbm/ ft³.

Pf: Presión de operación del separador, psia.

q_{sg}: Capacidad de gas del separador a P_s y T_s, ft³/día.

Tf: Temperatura de operación del separador (°R).

μ_g : Viscosidad del gas, lbm/ft-seg.

Z_f : Factor de compresibilidad del gas a P_f y T_f , adimensional.

La ecuación determina el caudal de gas que puede manejar el separador sin que las partículas de diámetro mayor a d_p sean arrastradas por el mismo. También se observa que la capacidad de gas en un separador vertical es independiente de la longitud.

Ejemplo de Aplicación.-

Se desarrolla bajo las siguientes consideraciones:

- El diámetro de partículas líquidas separadas por gravedad es de 200 micras o mayor.
- El flujo que entra al separador es permanente.
- El petróleo no tiene tendencia espumante.
- La temperatura de operación es mayor a la de formación de hidratos.
- La densidad relativa del gas es 0.65 y de las gotas de líquido 45°API.
- Factor de compresibilidad del gas a condiciones de operación es 1.0.
- Calcular la capacidad de manejo de gas en un separador vertical, con la siguiente información:

$D_o = 16$ pulg; $P_f = 75$ psi; $T_f = 60^\circ\text{F}$; $P_d = 1000$ psi; $\rho_{rg} = 0.65$;

$\rho_L = 45^\circ\text{API}$; $P_s = 14.7$ psia; $T_s = 60^\circ\text{F}$

Donde:

D_o: Diámetro exterior.

ρ_L: Densidad de las gotas de líquido.

ρ_{rg}: Densidad relativa del gas.

P_d: Presión de diseño del separador.

P_f: Presión de operación del separador.

P_s: Presión del separador.

T_f: Temperatura de operación del separador.

T_s: Temperatura del separador.

Si **Z= 1** y suponiendo que el diámetro de las gotas de aceite es 100 micras, la ecuación **(4.5)** toma la siguiente forma:

$$q_{sg} = 0.460 \frac{P_f}{T_f} * \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g} * D^2 \quad (4.6)$$

a) Cálculo de ρ_g @ P_f y T_f

Para un gas con **ρ_{rg}= 0.65**

P_f= 75 + 14.7= 89.7 psia. y **Z_f= 0.983**

Entonces:

$$\rho_g = 2.7028 * \rho_{rg} * \frac{P_f}{Z_f \cdot T_f} = 2.7028 * 0.65 * \left(\frac{89.7}{0.983 * 520} \right)$$

$$\rho_g = 0.3084 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_g = 0.00494 \text{ gm/cm}^3$$

b) Cálculo de μ_g

Se aplica la correlación de Lee y las siguientes ecuaciones:

$$PM_g = P_{Ma} \cdot \rho_{rg} = 28.97 \cdot 0.65 = 18.83$$

$$P_{Maire} = 28.97$$

- Calculamos X:

$$X = 3.5 + \frac{986}{T_f} + 0.01(PM_g) = 3.5 + \frac{986}{520} + 0.01 \cdot 18.83$$

$$X = 3.5 + 1.896 + 0.1883$$

$$X = 5.584$$

- Calculamos Y:

$$Y = 2.4 - 0.2X = 2.4 - 0.2(5.584)$$

$$Y = 1.283$$

- Calculamos K:

$$K = \frac{[9.4 + 0.02(PM_g)]T_f^{1.5}}{209 + 19(PM_g) + T_f} = \frac{9.4 + 0.02(18.83)}{209 + 19(18.83) + 520}$$

$$K = 106.673$$

- Calculamos μ_g :

$$\mu_g = 10^{-4} K e^{X \rho_g Y} = 10^{-4} (106.673) e^{5.584 * (0.00494)^{1.283}}$$

$$\mu_g = 7.212 \times 10^{-6} \frac{lbm}{ft - seg}$$

c) Cálculo de q_{sg}

Para $D_o = 16$ pulg., y, $P_d = 1000$ psi, el correspondiente diámetro interior es $D = 1.1825$ ft. y considerando que:

$$d_p = 100 \text{ micras} = 3.2808 \times 10^{-4} \text{ ft, y}$$

$$\rho_L = 45^\circ \text{API};$$

$$\rho_p = 53.03 \text{ lbm/ ft}^3.$$

Reemplazando en la ecuación (4.6), tenemos:

$$q_{sg} = 0.460 * \frac{89.7}{520} * \frac{(53.03 - 0.3084)}{7.212 \times 10^{-6}} * (1.1825)^2$$

$$q_{sg} = 0.815 \times 10^6 \frac{ft^3}{dia}, @ \text{ s.c.}$$

CAPÍTULO 5

5. DISEÑO GENERAL DE SEPARADORES

Para el diseño se debe tener en cuenta la aplicación de la NORMA API SPECIFICATION 12J.

5.1 Guía General para el Diseño

Se recomienda la siguiente metodología:

Paso 1.- Obtención de la información de proceso (propiedades de los flujos) y de la función que van a realizar los separadores; para lo cual, se requieren los datos indicados en la tabla 5.1.

Información	Vapor/gas	Líquido(s)	General
Densidad y Viscosidad	X	X	
Tensión Superficial		X	
Flujo (másico o volumétrico)	X	X	
Presión y Temperatura de Operación			X
Material Pegajoso?			X
Arrastre de Sólidos?			X
Variaciones fuertes en el flujo Vapor/gas y Líquido(s)?			X

TABLA 5.1 PROPIEDADES DE LOS FLUJOS

Paso 2.- Definición del tipo de separador y del servicio (Apéndice A).

Paso 3.- Selección de los criterios de diseño para el servicio requerido, consideraciones adicionales y la configuración del separador.

Paso 4.- Dimensionamiento del recipiente a través del cálculo de:

- Velocidad crítica del vapor.
- Área requerida para el flujo de vapor.
- Relación L/D.
- Volumen de retención de líquido en el recipiente.
- Para separación vapor-líquido se requieren niveles bajo-bajo, bajo, alto, alto-alto, del líquido. En separación vapor-líquido-líquido, incluir nivel bajo y nivel alto de interfase.
- Diseño y especificación de internos.
- Volumen del recipiente.

Paso 5.- Definición y dimensionamiento de las boquillas de entrada y de salida.

Paso 6.- Especificación de los internos faltantes del separador.

Paso 7.- Cálculo de la caída de presión en el equipo.

Los tipos de separadores deben cumplir con dos requerimientos fundamentales:

▪ **Condiciones de Operación.-** Se debe conocer:

- a. Aplicación y tipo de separador.
- b. Presión.
- c. Temperatura.
- d. Tasa y densidad del gas.
- e. Tasa de crudo y tendencia a formar espuma.
- f. Tasa de agua.
- g. Impurezas.

▪ **Condiciones de Diseño.-** Incluyen:

- a. Tiempo de retención.
- b. Presión.
- c. Temperatura.
- d. Corrosión permisible.
- e. Materiales especiales.
- f. Tamaños especificados de línea.
- g. Cubiertas especiales.
- h. Accesorios.
- i. Códigos y regulaciones.

5.2 Separadores Gas-Líquido

5.2.1 Alcance

Presentar los conceptos requeridos en el diseño de separadores para mezclas gas-líquido, como principios básicos de la separación y los fundamentos teóricos que rigen el diseño de los mismos, haciendo énfasis en la separación gas-líquido.

En las figuras 5.1 y 5.2 se muestran separadores horizontales y verticales, respectivamente, para manejar mezclas gas-líquido.

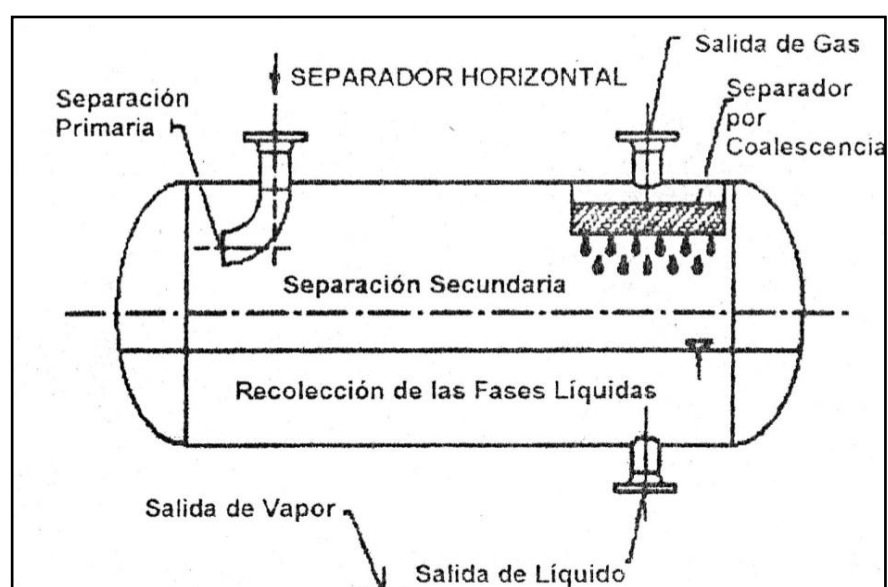


FIGURA 5.1 SEPARADOR HORIZONTAL (GAS-LÍQUIDO)

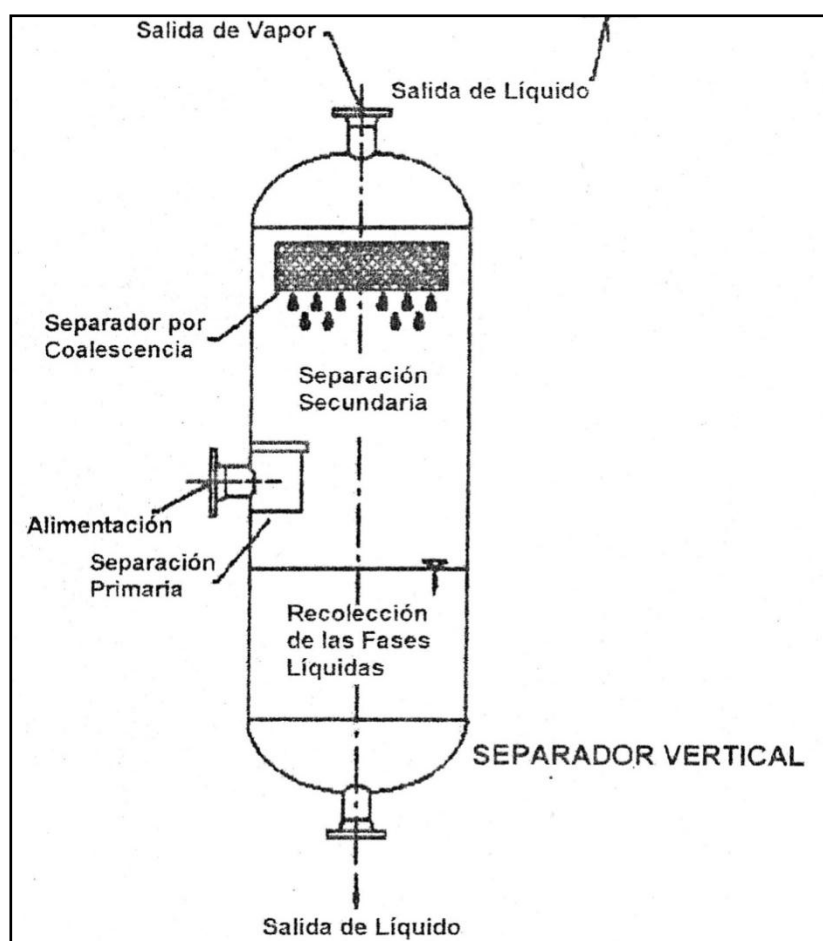


FIGURA 5.2 SEPARADOR VERTICAL (GAS-LÍQUIDO)

5.2.2 Consideraciones de Diseño

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre estos puedan tener las fuerzas o principios físicos.

Los principios fundamentales para realizar la separación física de gas, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y el flujo normal de gas. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

1.-Momentum (Cantidad de Movimiento).- Establece que fluidos con diferentes densidades tienen diferente momentum. Si una corriente de dos fases cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la pesada se muevan tan rápidamente como las de la liviana, fenómeno que provoca la separación.

2.- Fuerza de Gravedad.- Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre ellas es mayor que la de arrastre del flujo de gas sobre la gota, definiendo una velocidad terminal que matemáticamente se presenta en la siguiente ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4g d_g (\rho_1 - \rho_g)}{3\rho_g C'}} \quad (5.1)$$

Donde:

	USI	UI
V_t = Velocidad terminal de la gota de Líquido	m/s	ft/seg
g = Aceleración de la gravedad	9,807 m/s ²	32,174 ft/seg ²
d_g = Diámetro de la gota	m	ft
ρ_g = Densidad del gas	kg/m ³	lb/ft ³
ρ_1 = Densidad del Líquido	kg/m ³	lb/ft ³
C' =Coeficiente de arrastre que depende del NRe	Adimensional	

3.- Flujo Normal de Gas.- Es la cantidad máxima de gas alimentada a un separador a condiciones de operación, es decir en ausencia de perturbaciones como las que aparecen a consecuencia de inestabilidades del proceso o a pérdidas de la capacidad de condensación aguas arriba del equipo. Los separadores son altamente efectivos para flujos de gas del orden de 150 % del normal y por tanto, no es necesario considerar un sobre-diseño en el dimensionamiento de los recipientes. Si se predice flujos mayores al 150 %, el diseño debe considerar dicho aumento.

5.2.3 Parámetros Fundamentales para el Diseño

Son los siguientes:

a) Velocidad Crítica.- Es la velocidad de gas utilizada para asegurar que la superficial del mismo a través del recipiente, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido.

Viene definida por:

$$V_C = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g}} \quad (5.2)$$

Donde:

	USI	UI
V_C = Velocidad crítica	m/s	pies/s
ρ_g = Densidad del gas a cond. de op.	kg/m ³	lb/pie ³
ρ_1 =Densidad del líquido a cond. de op.	kg/m ³	lb/pie ³
F_{21} = Factor cuyo valor depende de las un.	0,048	0,157
d_g = Diámetro de la gota	m	pies

La velocidad permisible de vapor en el recipiente (V_V) será un porcentaje de la crítica.

b) Área de flujo de gas.- Calculada con la expresión:

$$A_V = \frac{Q_V}{V_V} \quad (5.3)$$

Donde:

	USI	UI
A_V = Área de sección transversal para flujo de gas	m ²	pie ²
Q_V = Flujo de descarga de vapor	m ³ /s	pie ³ /s
V_V =Velocidad de vapor permisible en el recipiente	m/s	pie/s

c) Niveles de Residencia

Los niveles que se deben manejar en el recipiente gas-líquido se presentan en la siguiente tabla:

Siglas en Español	Descripción	Siglas en Inglés
NAAL	Nivel alto-alto de liquido	HHLL
NAL	Nivel alto de liquido	HLL
NNL	Nivel normal de liquido	NLL
NBL	Nivel Bajo de Liquido	LLL
NBBL	Nivel bajo-bajo de liquido	LLLL

TABLA 5.2.- NIVELES EN EL SEPARADOR

5.3 Diseño de Separadores Gas – Líquido: Horizontales y Verticales

El separador gas-líquido es el recipiente más utilizado en la industria petrolera y representa la unidad donde se produce la separación inicial y mayor del gas y del líquido (petróleo).

Para iniciar el diseño se debe conocer la cantidad de gas y de líquido que se separará, basándose en parámetros fundamentales como: la presión y la temperatura, con sus correspondientes variaciones durante el tiempo. Cada separador debe cumplir las condiciones del uso que va a tener, por lo cual es preciso saber las características de los fluidos que se separaran en la unidad.

5.3.1 Metodología de Diseño Para Separadores Horizontales

Paso 1. Ubicar la Información mínima requerida según la tabla 5.1.

Paso 2. Definir el tipo de servicio del separador a diseñar.

Paso 3. Determinar los criterios de diseño.

Paso 4. Obtener la distancia mínima permisible entre NBBL y el fondo del recipiente, teniendo una alarma de nivel bajo-bajo.

Si existe una alarma, la distancia mínima desde el nivel bajo-bajo de líquido hasta la boquilla de salida del mismo es 230 mm mínimo (9

pulg), criterio que aplica tanto para recipientes verticales como horizontales.

Paso 5. Calcular la velocidad permisible del flujo de vapor, aplicando la ecuación:

$$V_C = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g}}$$

Paso 6. Calcular el área vertical A_V , para el flujo de vapor por arriba de NAAL, requerida para satisfacer los criterios de velocidad permisible, con la ecuación:

$$A_V = \frac{Q_V}{V_V}$$

Paso 7. Dimensionar el recipiente.

Es un procedimiento de prueba y error (tanteo) que consiste en suponer un diámetro inicial y verificar si el mismo es adecuado para el servicio. Se repite el proceso hasta que se optimice el tamaño, ya que el objetivo es diseñar el recipiente adecuado para el trabajo.

Antes de iniciar el tanteo se debe disponer de la siguiente información:

a. Calcular el Volumen de retención entre el NAAL y el NBBL (V_r) conociendo:

a.1 El volumen de retención de operación de líquido, entre NAL y NBL (V_{r1}) se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención

$$V_{r1} = Q_L \times t_r \quad (5.3)$$

Donde:

	USI	UI
Q_L =Flujo de descarga de líquido	m ³ /s	pie ³ /s
t_r = Tiempo de retención de operación	s	s

a.2 El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta ó de baja), entre el NAAL y el NAL (ó entre NBBL y NBL) se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida (Q_L) por el tiempo de respuesta supuesto, que es de 5 min (300 s) desde NAL hasta NAAL, más 5 min (300 s) desde NBL hasta NBBL dando un total de 10min.

$$V_{r2} = Q_L \times (600 \text{ s}) \quad (5.4)$$

En el caso que no se tengan alarmas de NBBL y NAAL, el volumen adicional es nulo.

a.3 El volumen de retención máximo de líquido V_r , entre el NAAL y el NBBL, se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores:

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \quad (5.5)$$

b. Asumir un valor inicial de la relación $F_{24}L_{\text{eff}}/D$, donde L_{eff} es la longitud efectiva de operación, es decir, la requerida para que el proceso de separación se cumpla, la cual varía según la presión de operación en los siguientes rangos:

$$P < 250 \text{ psig} \quad 1.5 < F_{24} L_{\text{eff}}/D < 3.0$$

$$250 < P < 500 \quad 3.0 < F_{24} L_{\text{eff}}/D < 4.0$$

$$P > 500 \quad 4.0 < F_{24} L_{\text{eff}}/D < 6.0$$

Con esta información se efectúa el Primer Ensayo cuyo procedimiento es:

- 1.** Asumir un diámetro, a partir de la relación $F_{24}L_{\text{eff}}/D$.
- 2.** Calcular el área vertical entre NBBL y el NAAL ($A_{\text{NBBL-NAAL}}$), dividiendo el volumen de retención V_r por la longitud L_{eff} .

$$A_{\text{NBBL-NAAL}} = V_r/L_{\text{eff}} \quad (5.6)$$

3. Calcular el área fraccional (A_1) de la sección transversal localizada entre el fondo del recipiente y el NBBL ($A_{\text{fon-NBBL}}$) a la altura del NBBL (h_{NBBL}). El término área fraccional es la relación entre un área transversal sobre el área transversal total del recipiente horizontal, sabiendo que:

3.a Para calcular el área fraccional de la sección transversal (A_1^*) se utiliza el Apéndice B en donde con el valor de $R_1^* = h_{\text{NBBL}}/D$ se lee el valor correspondiente a (A_1^*).

Nota: El Apéndice B se usará para todos los cálculos subsiguientes del diámetro de recipiente y del área de la sección transversal. El término “altura fraccional” se usará como la relación entre una altura sobre el diámetro del recipiente horizontal.

4. Calcular el área vertical entre el NBBL y el fondo del recipiente ($A_{\text{fon-NBBL}}$), multiplicando el área fraccional de la sección transversal A_1^* por el área del recipiente, (A_{TAMB}).

$$A_{\text{TAMB}} = \frac{\lambda}{4 \left(\frac{D}{F_{24}} \right)^2} \quad (5.7)$$

Donde:

	USI	UI
λ =Fracción Volumétrica de líquido	Adimensional	
D = Diámetro del recipiente	mm	pie

$$A_{fon-NBBL} = A_1 \cdot A_{TAMB} \quad (5.8)$$

5. Calcular el área vertical disponible para el flujo de gas, (A_{VD}).

$$A_{VD} = A_{TAMB} - (A_{fon-NBBL} + A_{NBBL-NAAL}) \quad (5.9)$$

Donde:

	USI	UI
A_{fon-NBBL} =Área vertical entre el NBBL y el fondo del recipiente.	m	pie ²
A_{NBBL-NAAL} =Área vertical entre el NBBL y el NAAL.	m ²	pie ²

6. Comparar el valor obtenido del área requerida A_v con el área disponible para el flujo de gas A_{VD} .

Si A_v es igual a A_{VD} , el diámetro asumido en el paso 1 es el correcto.

Si A_{VD} es significativamente mayor que A_v , el tamaño asumido es demasiado grande para el equipo y si A_{VD} es significativamente menor que A_v , el tamaño supuesto es demasiado pequeño.

- **Siguientes ensayos**

De acuerdo a lo expresado, desde 1 se repite el procedimiento con un valor de diámetro mayor ó menor al inicial, según sea el caso, hasta encontrar el valor correcto, que se redondea al diámetro comercial superior más cercano. De esta manera se determina la longitud de operación o efectiva del recipiente, L_{eff} .

Paso 8. Calcular el área vertical real de líquido entre NAAL y NBBL, dividiendo el volumen de retención máximo V_r por la longitud efectiva del recipiente, L_{eff} .

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{V_r}{L_{eff}} \quad (5.10)$$

Paso 9. Calcular el área vertical líquido requerida entre el fondo del recipiente y NAAL ($A_{FON-NAAL}$), sumando el área vertical entre el NBBL y el fondo ($A_{FON-NBBL}$) y el área vertical entre NBBL y el NAAL ($A_{NBBL-NAAL}$).

$$A_{FON-NAAL} = A_{FON-NBBL} + A_{NBBL-NAAL} \quad (5.11)$$

Además, se puede calcular el área fraccional correspondiente, A_2^*

$$A_2^* = \frac{A_{FOM-NAAL}}{A_{TAMB}} \quad (5.12)$$

Se debe tener presente que $A_{FOM-NBBL}$ fue calculada dentro de los ensayos realizados en el paso 7.

Paso 10. Calcular la distancia vertical entre el fondo del recipiente y el NAAL ($A_{FOM-NAAL}$) con la siguiente ecuación:

$$H_{FOM-NAAL} = R_2^* \cdot D \quad (5.13)$$

Donde R_2^* se determina a partir del apéndice B con el valor de A_2^* , calculado en el paso 9.

Nota: El Apéndice B de la siguiente manera si A_2^* es mayor que 0,5 se utiliza:

- a.- Sea $A^* = 1 - A_2^*$.
- b.- Leer en el Apéndice B, R^* como valor correspondiente a A^* .
- c.- $R_2^* = 1 - R^*$.

Paso 11. Calcular otras áreas y distancias verticales dentro del recipiente.

El área vertical entre el NBBL y NBL ($A_{NBBL-NBL}$), corresponden al volumen de líquido obtenido en un tiempo de residencia de cinco minutos (300s), dividido por L_{eff} :

$$A_{NBBL-NBL} = \frac{0_L \cdot 300}{L_{eft}} \quad (5.14)$$

Otras Áreas verticales que se calculan son:

- NAAL y NAL ($A_{NAAL-NAL}$) es igual a ($A_{NBBL-NBL}$).

$$A_{NNAL-NAL} = A_{NNBL-NBL} \quad (5.15)$$

- NAAL y NBL ($A_{NAAL-NBL}$), corresponde al volumen de operación V_{r1} del líquido dividido por L_{eft} .

$$A_{NAAL-NBL} = \frac{V_{r1}}{L_{eft}} \quad (5.16)$$

-El fondo del recipiente y NBL ($A_{FON-NBL}$) se obtiene por:

$$A_{FON-NBL} = A_{FON-NBBL} + A_{NBBL-NBL} \quad (5.17)$$

-El fondo del recipiente y NAL ($A_{FON-NAL}$) es dada por:

$$A_{FON-NAL} = A_{FON-NBL} + A_{NAL-NBL} \quad (5.18)$$

-El fondo del recipiente y el NBL es:

$$h_{FON-NBL} = R_3^* \cdot D \quad (5.19)$$

Donde R_3^* se calcula a partir del Apéndice B con el valor de:

$$A_3^* = \frac{A_{FON-NBL}}{A_{TAMB}} \quad (5.20)$$

La distancia vertical entre el fondo del recipiente y el NAL es:

$$h_{FON-NBL} = R_4^* \cdot D \quad (5.21)$$

Donde R_4^* se calcula a partir de la tabla con el valor de:

$$A_4^* = \frac{A_{FON-NAL}}{A_{TAMB}} \quad (5.22)$$

Paso 12. Dimensionamiento de la boquilla de entrada.

a. Estimar del diámetro de la boquilla, d_p , con:

$$d_p = \sqrt{\frac{4 \times Q_M}{\pi \times V_S}} \times 12 \text{ pulg} \quad (5.23)$$

b. Calcular la velocidad real de la mezcla a la entrada, V_S :

$$V_S = \frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi d_p^2} \quad (5.24)$$

c. Verificar el criterio de máxima velocidad en la boquilla, de acuerdo a las siguientes especificaciones:

-Boquillas de Entrada Simples (Flush Inlet Nozzles):

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{f \mu_G \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5}} \quad \text{Para } h \leq 2.5 d_P \quad (5.25).$$

$$V_E = \frac{F_3 \sigma}{f \mu_G \left[\frac{d_P}{h - 0.5 d_P} \right] - \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5}} \quad \text{Para } h > d_P \quad (5.26).$$

-Boquilla de entrada con codo de 90° Ec (5.27):

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{f \mu_G \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5}} \quad (5.27)$$

-Distribuidores con Ranuras. Ec (5.28) y (5.29):

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{\mu_G \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5}} \quad \text{Para } \frac{X}{S_{ran}} \leq 5 \quad (5.28)$$

$$V_E = \frac{F_2 \sigma}{\mu_G \left[\frac{\rho_G}{\rho_L} \right]^{0.5} \left[\frac{S_{ran}}{X} \right]^{0.5}} \quad \text{Para } \frac{X}{S_{ran}} > 5 \quad (5.29)$$

-Distribuidor con orificios:

Use la ecuación (5.27) para $\frac{X}{d_h} \leq 5$ y (5.28) para $\frac{X}{d_h} > 5$.

Donde: La nomenclatura utilizada en las Ec (5.25) a Ec (5.29) es:

	USI	UI
V_E = Velocidad máxima de la mezcla a la salida de la boquilla de entrada, tal que no ocurra arrastre en la superficie del liquido.	m/s	pies/s
f =Factor de disipación de la velocidad del chorro (jet). Está en función de la distancia X (la cual es la distancia entre la boquilla de entrada y la superficie de choque), y del diámetro de la boquilla de entrada d_p .	Adimensional	
h =Distancia desde la parte inferior de la boquilla de entrada al nivel alto-alto de liquido NAAL.	Mm	Pulg
d_p =Diámetro de la Boquilla de entrada.	Mm	Pulg
d_h =Diámetro del Orificio.	Mm	Pulg
S_{ran} =Altura de la ranura. Usualmente, las ranuras son estrechas y largas. La Altura de la ranura es la dimensión más estrecha.	Mm	Pulg
X =Distancia desde la boquilla de entrada hasta la tapa más cercana del recipiente.	Mm	Pulg

μ_G =Viscosidad del gas a condiciones de operación.	MPa.s	cP
ρ_G =Densidad del vapor a condiciones de operación	kg/m ³	lb/pie ³
ρ_L =Densidad del líquido a condiciones de operación.	kg/m ³	lb/pie ³
σ =Tension superficial del líquido a condiciones de operación.	mN/m	mN/m
F_2 =Factor que depende de las unidades usadas.	$1,62 \times 10^{-4}$	$5,3 \times 10^{-4}$
F_3 =Factor que depende de las unidades usadas.	$1,1 \times 10^{-4}$	$3,6 \times 10^{-4}$
F_4 =Factor que depende de las unidades usadas.	$7,0 \times 10^{-4}$	$2,3 \times 10^{-4}$
F_5 =Factor que depende de las unidades usadas.	$3,05 \times 10^{-4}$	$1,0 \times 10^{-4}$

Paso 13. Dimensionamiento de las boquillas de salida del gas (D_{SG}) y líquido (D_{SO}):

$$D_{SG} = \sqrt{\frac{4 \times Q_g}{\pi \times V_{sg}}} \quad (5.30)$$

$$D_{SO} = \sqrt{\frac{4 \times Q_o}{\pi \times V_{so}}} \quad (5.31)$$

Paso 14.- Diseño de la malla separadora de gotas.

Se sigue el siguiente procedimiento:

- a. Calcular el área de la malla.

Conociendo el criterio a emplear, calcular la velocidad permisible de gas, V_v , como un porcentaje de la crítica. Luego, obtener el área requerida de malla con la siguiente ecuación:

$$A_{Malla} = \frac{Q_v}{V_v} \dots \dots \dots (5.32)$$

- b. Seleccionar el espesor y densidad de la malla, según los criterios de diseño ya mencionados.
- c. Calcular el ancho de la malla cuadrada, a_{malla} :

$$a_{malla} = F_{25}(A_{Malla})^{\frac{1}{2}} \quad (5.33)$$

- d. Calcular la distancia mínima h_0 entre el tope de la malla y la boquilla de salida del gas:

$$h_0 = \frac{F_8 D_{Malla} - d_0}{2} \quad (5.34)$$

Donde:

	USI	UI
h_0 = Distancia mínima del tope de la malla a la boquilla de salida del gas.	Mm	Pulg
D_{malla} = Lado más largo de una malla rectangular.	Mm	Pie
d_0 = Diámetro de boquilla de salida.	mm	Pulg
F_8 =Factor que depende de las unidades usadas.	1	12

- e. Calcular la distancia vertical disponible entre el fondo de la malla y NAAL ($h_{Malla-NAAL}$):

$$h_{Malla-NAAL} = D - (h_{fon-NAAL}) - h_O - e_{Malla} \quad (5.35)$$

Nota: El ($h_{Malla-NAAL}$) mínimo requerido es de 300 mm (12 pulg), para prevenir un salpiqueo en la malla.

- f. Verificar si el espacio de gas es adecuado para montar una malla.

Calcular la distancia de la entrada disponible para instalar la malla, usando la tabla 5.2 ó directamente por medio de la siguiente ecuación:

$$h = D \cdot \sin \left[\cos^{-1} \left(1 - \frac{2}{D} \right) \cdot (D - h_{Malla-NAAL} - h_{fon-NAAL}) \right] \quad (5.36)$$

5.3.2 Procedimiento De Diseño Para Separadores Verticales

Paso 1. Ubicar la información mínima requerida según la tabla 5.1

Paso 2. Definir el tipo de servicio

Paso 3. Definir los criterios de diseño

Paso 4. Calcular la altura mínima permisible entre NBBL y el fondo del recipiente.

Paso 5. Calcular la velocidad permisible del flujo de gas:

$$V_C = F_{21} \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g}}$$

Paso 6. Calcular el área transversal requerida A_v , para el flujo de gas y el diámetro del recipiente:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v}$$

El diámetro se obtiene del valor, A_v :

$$D' = F_{24} \left(\frac{4 \cdot A_v}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.37)$$

El valor se redondea al diámetro comercial superior más cercano (D).

En el caso que el recipiente tenga una malla separadora de gotas, el diámetro (D') calculado, corresponde al área libre para flujo de gas que tiene una malla soportada por un anillo que obstruye los bordes de la misma para efectos de flujo de gas. Por tanto, el diámetro será el valor calculado más dos veces el ancho del anillo de soporte, redondeado al tamaño comercial superior más cercano.

Paso 7. Calcular los volúmenes de operación y de emergencia.

Si el recipiente tiene NAAL y NBBL, considerar 5 minutos como tiempo de residencia para volumen de líquido entre NAL y NAAL, y 5 minutos más entre NBL y NBBL. El volumen de retención de operación de líquido, entre NAL y el NBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención:

$$V_{r1} = Q_L \cdot t_r \quad (5.38)$$

El volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o de baja), entre el NAAL y el NBBL, se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min (300 s) desde NAL hasta NAAL y 5 min mas (300s) desde NBL hasta NBBL:

$$V_{r2} = Q_L \cdot (600s) \quad (5.39)$$

En el caso que no se tengan alarmas de NBBL y NAAL el volumen adicional es nulo.

El volumen de retención máximo de líquido, V_r , entre el NAAL y el NBBL, se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores:

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \quad (5.40)$$

Paso 8. Calcular la altura de líquido entre NAAL y NBBL.

Conocido V_r la altura de líquido entre NAAL y NBBL, $h_{NBBL-NAAL}$:

$$h_{NBBL-NAAL} = \frac{V_r}{\left(\frac{\pi \left(\frac{D}{F_{25}} \right)^2}{4} \right)} \quad (5.41)$$

Paso 9. Calcular la altura desde el fondo del recipiente y el NAAL,

$h_{fon-NAAL}$.

La distancia vertical entre el fondo del recipiente y el NAAL es:

$$h_{fon-NAAL} = h_{NBBL-NAAL} + h_{NBBL} \quad (5.42)$$

Paso 10. Fijar la altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada,

$h_{NAAL-boq}$.

En el caso de separadores verticales con entrada tangencial:

$$h_{NAAL-boq} = D + 150mm(6") \quad (5.43)$$

En el caso de separadores verticales sin entrada tangencial:

$$h_{NAAL-boq} = d_p \quad (5.44)$$

Paso 11. Calcular la boquilla de entrada, d_p

En un recipiente vertical con entrada tangencial se debe calcular V_S , de donde se obtendría el tamaño de la boquilla de entrada:

$$V_S = \left[\frac{F_6}{\rho_G} \right]^{0,5} \quad (5.45)$$

Donde:

	USI	UI
V_S =Velocidad Superficial de la mezcla en la tubería de entrada	m/s	pies/s
ρ_G =Densidad del vapor a condiciones de operación.	kg/m ³	lb/pie ³
F_6 =Factor que depende de las unidades usadas.	3720	2500

El siguiente procedimiento aplica solamente a separadores verticales sin entrada tangencial.

a. Calcular la velocidad real de la mezcla a la entrada, V_S :

$$V_S = \frac{F_{20} 4 Q_M}{\pi d_p^2}$$

Donde:

	USI	UI
d_p = Diámetro de boquilla o tubo de entrada.	mm	pulg

Q_M = Flujo de mezcla por boquilla de entrada.	m^3/s	pie^3/s
V_S =Velocidad Superficial de la mezcla en la tubería de entrada.	m/s	$pies/s$
F_{20}	106	144

b. Verificar el criterio de máxima velocidad en la boquilla, ecuaciones 5.25 hasta 5.29.

Paso 12. Calcular los diámetros de las boquillas de salida del gas y líquido. (Paso 13 para separadores horizontales).

Paso 13. Fijar la altura desde la boquilla de entrada y la malla o la línea tangente superior, $h_{boq-Malla}$ o $h_{boq-tan}$.

Para el caso de separadores verticales con entrada tangencial horizontal, emplear un mínimo de 1200 mm (aprox. 4pies) entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ($h_{boq-tan}$).

Para el caso de separadores verticales sin entrada tangencial horizontal y sin malla, usar un mínimo de 920 mm (aprox. 3.0 pies) o 0.5 veces el diámetro del recipiente (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y la línea tangente superior ($h_{boq-tan}$).

Para el caso de separadores verticales sin entrada tangencial horizontal y con malla, usar un mínimo de 610 mm (aprox. 2.0 pies) o 0.5 veces el diámetro del recipiente (lo que sea mayor), entre la boquilla de entrada y el fondo de la malla ($h_{boq-malla}$).

Paso 14. Diseñar la malla separadoras de gotas.

Esta parte no aplica para separadores con la boquilla tangencial.

a. Calcular el área de la malla.

En el paso 6 ya se calculó el área de flujo libre de gas, que es el área de la malla.

b. Seleccionar el espesor e_{malla} y densidad de la malla, según los criterios de diseño ya mencionados.

c. Calcular del diámetro de la malla redonda D_{malla} de acuerdo a lo mostrado en el paso 6, Ec. 5.37.

$$D_{malla} = D' \quad (5.45)$$

Paso 15. Calcular la distancia mínima permisible h_o entre el tope de la malla y la línea tangente superior.

$$h_o = \frac{(F_8 \times (D_{malla} - D_{BSG}))}{2} \quad (5.46)$$

Paso 16. Calcular la altura efectiva de separación del recipiente.

Para el caso de separadores verticales sin entrada tangenciales horizontales y con malla, se tiene que la altura efectiva de separación del recipiente, L_{eft} , es:

$$L_{eft} = \frac{h_{fon-NAAL} + h_{NAAL-boq} + d_p + h_{malla} + e_{malla} + h_o}{F_{24}} \quad (5.47)$$

Para el caso de separadores verticales sin entrada tangenciales horizontales y sin malla, se tiene que la altura efectiva de separación del recipiente, L_{eft} , es:

$$L_{eft} = \frac{h_{fon-NAAL} + h_{NAAL-boq} + d_p + h_{boq-tan}}{F_{24}} \quad (5.48)$$

Para el caso de separadores verticales con entradas tangenciales horizontales, se tiene que la altura efectiva de separación del recipiente, L_{eft} , es:

$$L_{eft} = \frac{h_{fon-NAAL} + h_{NAAL-boq} + d_p + h_{boq-tan}}{F_{24}} \quad (5.49)$$

Debe recordarse que la altura real del recipiente sumara a la efectiva, todas las tolerancias de construcción necesarias.

5.4 Ejemplo de Diseño para Separador Horizontal Gas-Líquido

En la industria petrolera ecuatoriana, el tipo de separador más utilizado es el horizontal; por tanto a continuación se presenta el procedimiento de cálculo recomendado para determinar los parámetros de diseño requeridos en la fabricación de este equipo.

Datos Requeridos:

$$Q_o = 7,5 \text{ MBNPD}$$

$$Q_g = 74 \text{ MMPCND}$$

$$P_{\text{OPER}} = 1000 \text{ lpca}$$

$$T_{\text{OPER}} = 100 \text{ F}$$

$$^{\circ}\text{API} = 40$$

$$Z = 0,98$$

$$R = 10,73 \text{ lpca} \cdot \text{pie}^3 / \text{lbmol} \cdot ^{\circ}\text{R}$$

$$t_r = 1,5 \text{ min.}$$

5.4.1 Cálculo de Parámetros de la Mezcla Gas-Líquido

- Gravedad Específica del Petróleo

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + ^{\circ}\text{API}} \quad [?]$$

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + 40} = 0,8251 \quad [?]$$

- Caudal de Petróleo a condiciones de operación (Q_o), en pie^3/s

$$Q_o = \frac{(7,5 \times 10^3 \text{BNP}) * 5.6146(\text{pie}^3)(\text{día})}{(\text{día})(\text{BNP}) * 86400 \text{s}}$$

$$Q_o = 0,49 \text{ pie}^3/\text{s}$$

- Caudal de Gas a condiciones de operación (Q_G), en pie^3/s

$$Q_G = \frac{7,4 \times 10^7 (\text{PCN})(\text{lbmol}) * 0,7 * 28,97 (\text{lb})(\text{PC})(\text{día})}{(\text{día}) * 379,6 (\text{PCN})(\text{lbmol}) * 3,44 (\text{lb}) * 86400 \text{s}}$$

$$Q_G = 13,30 \text{ pie}^3/\text{s}$$

- Tasa Másica del Petróleo y Gas

$$W_G = Q_G * \rho_G$$

$$W_G = (13,30 \text{ pie}^3/\text{s}) * (3,44 \text{ lb}/\text{pie}^3)$$

$$W_G = 45,75 \text{ lb/s}$$

$$W_o = Q_o * \rho_o$$

$$W_o = (0,49 \text{ pie}^3/\text{s}) * (0,8251) * (62,4 \text{ lb}/\text{pie}^3)$$

$$W_o = 25,23 \text{ lb/s}$$

- Caudal de la Mezcla (Q_m), en pies^3/s

$$Q_m = Q_o + Q_G$$

$$Q_m = 0,49 + 13,30 = 13,79 \text{ pie}^3/\text{s}$$

- Fracción Volumétrica de petróleo alimentado al separador

$$\lambda = \frac{Q_o}{Q_o + Q_G}$$

$$\lambda = \frac{0,49}{0,49 + 13,30}$$

$$\lambda = 3,55 \times 10^{-2}$$

- Densidad del Petróleo ρ_o , en lb/pies^3

$$\rho_o = 0.8251(62.4 \text{ lb}/\text{pie}^3)$$

$$\rho_o = 51,4845 \text{ lb}/\text{pie}^3$$

- Densidad del Gas ρ_G , en lb/pies^3

$$\rho_G = \frac{(P_{OP})x(28,96)x(\gamma_G)}{(^{\circ}R)x(Z)x(T_{OP})}$$

$$\rho_G = \frac{1000 \text{ (lpca)} * 0,7 * 28,97 \text{ (lb)} (\text{lbmol}) (R)}{0,98 * 10,73 \text{ (lpca)} (\text{pie}^3) * 560 (R) * (\text{lbmol})}$$

$$\rho_G = 3,44 \text{ lb/pie}^3$$

- **Densidad de la mezcla, en lb/pie³**

$$\rho_M = \left[\frac{(W_L + W_o)}{(Q_L + Q_o)} \right]$$

$$\rho_M = \frac{46,37 + 25,23}{13,30 + 0,49}$$

$$\rho_M = 5,20 \text{ lb/pie}^3$$

5.4.2 Parámetros para el Diseño

- **Velocidad Crítica del Gas, en pie/s**

$$V_C = (F_{21}) \sqrt{\frac{(\rho_o - \rho_G)}{\rho_G}}$$

$$V_C = 0,157 \sqrt{\frac{(51,49 - 3,44)}{3,44}}$$

$$V_C = 0,587 \text{ pie/s}$$

- Área vertical requerida para el flujo de gas por arriba del NAAL, en pie^2

$$A_G = \frac{Q_G}{V_C}$$

$$A_G = \frac{13,3 \text{ pie}^3/\text{s}}{0,587 \text{ pie}/\text{s}}$$

$$A_G = 22,6575 \text{ pie}^2$$

- Volumen de retención de petróleo entre NAL – NBL (V_{r1}), en pie^3

$$V_{r1} = Q_o \times t_r \times 60s$$

$$V_{r1} = 0,4874 \text{ pie}^3/\text{s} \times (1,5 \text{ s}) \times 60s$$

$$V_{r1} = 43,8639 \text{ pie}^3$$

- Volumen de retención de petróleo al accionarse una alarma (V_{r2}), en pie^3

$$V_{r2} = Q_o \times 600s$$

$$V_{r2} = (0,4874 \text{ pie}^3/\text{s}) \times 600 \text{ s}$$

$$V_{r2} = 292,4262 \text{ pie}^3$$

- Volumen de retención máximo entre NAAL-NBBL (V_r), en pie^3

$$V_r = V_{r1} + V_{r2}$$

$$V_r = 43,8639 \text{ pie}^3 + 292,4262 \text{ pie}^3$$

$$V_r = 336,2901 \text{ pie}^3$$

- Longitud efectiva de operación L_{eff} , en pies

Nota: Como la $P_{OP} > 500 \text{ lpc}$, entonces la relación a utilizar es $4,0 < F_{24} * L_{\text{eff}}/D < 6,0$ y se realizan los ensayos de prueba y error hasta encontrar la L_{eff} adecuada.

- Diámetro asumido para el separador

$$D_S = 6,2336 \text{ pies (Primera asunción)}$$

$$\frac{F_{24} * L_{\text{eff}}}{D} = 4 \text{ pies}$$

$$L_{\text{eff}} = \frac{4 * 6,2336}{1}$$

$$L_{\text{eff}} = 24,9344 \text{ pies}$$

El valor calculado se redondea a una longitud comercial que es 25 pies.

- Área vertical entre el NBBL- NAAL, en pie^2

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{V_r}{L_{eff}}$$

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{336,2901 \text{ pie}^3}{25 \text{ pie}}$$

$$A_{NBBL-NAAL} = 13,4516 \text{ pie}^2$$

- Área fraccional de la sección transversal entre el Fondo del recipiente- NBBL (A_1^*)

$$R_1^* = \frac{h_{NBBL}}{D_S}$$

$$R_1^* = \frac{9 \text{ pulg}/12 \text{ pulg}}{6,2336 \text{ pie}}$$

$$R_1^* = 0,120$$

Nota: Este valor se utiliza el Apéndice B, para obtener A_1^* .

De donde:

$$A_1^* = 0,0680$$

- Área del separador (A_S), en pie^2

$$A_S = \frac{\pi * (D_S)^2}{4}$$

$$A_S = \frac{3,1416 * (6,2336)^2}{4}$$

$$A_S = 30,5198 \text{ pie}^2$$

- Área vertical entre NBBL – Fondo, en pie^2

$$A_{FON-NBBL} = (A_1^*) * A_S$$

$$A_{FON-NBBL} = 0,0680 * 30,5198 \text{ pie}^2$$

$$A_{FON-NBBL} = 2,0753 \text{ pie}^2$$

- **Área de la sección transversal vertical disponible para el gas, en pie^2**

$$A_{DG} = A_S - (A_{FON-NBBL} + A_{NBBL-NAAL})$$

$$A_{DG} = 30,5198 \text{ pie}^2 - (2,0753 \text{ pie}^2 + 13,4516 \text{ pie}^2)$$

$$A_{DG} = 14,9929 \text{ pie}^2$$

Este valor determinado por el primer tanteo se compara con el área vertical necesaria para el flujo de gas por arriba del NAAL (A_G), determinandose que es menor que la requerida ($22,6575 \text{ pie}^2$), lo que indica que el diámetro considerado es pequeño. Por tanto se debe asumir uno mayor y repetir el procedimiento hasta que la diferencia entre A_{DG} y A_G no sea significativa.

En nuestro caso se efectuaron tres iteraciones, para obtener el diámetro que cumple los requerimientos de diseño, siendo el valor:

$$D_S = 6,8898 \text{ pies}$$

Con este valor se determina el Área de la sección transversal vertical para el gas:

$$A_{DG} = 23,8689 \text{ pies}^2$$

Al comparar las áreas, A_{DG} y A_D , el porcentaje de error entre las mismas es 5.3%, valor menor al 6% que es el límite permisible en la industria petrolera para cualquier diseño. Dicho porcentaje se calcula de la siguiente manera:

$$\% \text{ Error} = \left(\frac{A_{DG} - A_G}{A_G} \right) * 100\%$$

$$\% \text{ Error} = \left(\frac{23,8689 \text{ pie}^2 - 22,6575 \text{ pie}^2}{22,6575 \text{ pie}^2} \right) * 100\%$$

$$\% \text{ Error} = 5,3 \%$$

5.4.3 Cálculo de las Áreas

- Área vertical de petróleo requerida entre Fondo-NAAL, en pie^2

$$A_{FON-NAAO} = A_{FON-NBBO} + A_{NBBO-NAAO}$$

$$A_{FON-NAAO} = 2,2034 \text{ pie}^2 + 11,2102 \text{ pie}^2$$

$$A_{FON-NAAO} = 13,4130 \text{ pie}^2$$

- Área fraccional de la sección transversal entre el Fondo-NAAL, en pie^2

$$A_2^* = A_{FON-NAAO} / A_S$$

$$A_2^* = 13,4130 \text{ pie}^2 / 37,2823 \text{ pie}^2$$

$$A_2^* = 0,360$$

Con este valor, se encuentra R_2^* , pero como no aparece directamente en la tabla se debe interpolar entre los dos números que lo contengan, por el siguiente procedimiento.

R_2^*	A_2^*	
0,385	0,355	$R_2^* = (0,390 - 0,385) / (0,361 - 0,355) * (0,360 - 0,355) + 0,385 =$ $R_2^* = 0,389$
	0,360	
0,390	0,361	

- Distancia vertical entre el Fondo-NAAL, en pulg

$$h_{FON-NAAO} = (R_2^*)(D_S)(12 \text{ pulg})$$

$$h_{FON-NAAO} = 0,389 * 6,8898 \text{ pie} * 12 \text{ pulg}$$

$$h_{FON-NAAO} = 32,1614 \text{ pulg}$$

- Área vertical entre el NBBL-NBL, en pie^2

$$A_{NBBO-NBO} = \frac{Q_O * 300s}{L_{eff}}$$

$$A_{NBBO-NBO} = \frac{0,4874 * 300s}{30pie}$$

$$A_{NBBO-NBO} = 4,8738pie^2$$

- Área vertical entre el NAAL-NAL, en pie²

$$A_{NNAO-NAO} = A_{NBBO-NBO}$$

$$A_{NNAO-NAO} = 4,8738 pie^2$$

- Área vertical entre el NAL-NBL, en pie²

$$A_{NAO-NBO} = \frac{Vr_1}{L_{eff}}$$

$$A_{NAO-NBO} = \frac{43,8639pie^3}{30pie}$$

$$A_{NAO-NBO} = 1,4621pie^2$$

- Área vertical entre el Fondo-NBL, en pie²

$$A_{FON-NBO} = A_{FON-NBBO} + A_{NBBO-NBO}$$

$$A_{FON-NBO} = 2,2034pie^2 + 4,8738pie^2$$

$$A_{FON-NBO} = 7,0771 \text{ pie}^2$$

- Área vertical entre Fondo-NAL, en pie^2

$$A_{FON-NAO} = A_{FON-NBO} + A_{NAO-NBO}$$

$$A_{FON-NAO} = 7,0771 \text{ pie}^2 + 1,4621 \text{ pie}^2$$

$$A_{FON-NAO} = 8,5393 \text{ pie}^2$$

- Área fraccional de la sección transversal entre el Fondo-NBL, en pie^2

$$A_3^* = A_{FS-NBO} / A_S$$

$$A_3^* = \frac{7,0771 \text{ pie}^2}{37,2819 \text{ pie}^2}$$

$$A_3^* = 0,190$$

Con este valor se busca en el Apéndice B, se halla R_3^* :

$$R_3^* = 0,245$$

- Distancia vertical entre el Fondo-NBO, en pulg

$$h_{FON-NBO} = (R_3^*)(D_S)(12 \text{ pulg})$$

$$h_{FON-NBO} = 0,245 * 6,8898pie * 12pulg$$

$$h_{FON-NBO} = 20,2394 pulg$$

- Área fraccional de la sección transversal entre el Fondo-NAO, en pie^2

$$A_4^* = A_{FON-NBO}/A_S$$

$$A_4^* = \frac{8,5359pie^2}{37,2819pie^2}$$

$$A_4^* = 0,229$$

Con este valor se busca en el Apéndice B, se encuentra R_4^* :

$$R_4^* = 0,280$$

- Distancia vertical entre el Fondo-NBO, en pulg

$$h_{FON-NBO} = (R_4^*)(D_S)(12pulg)$$

$$h_{FON-NBO} = 0,280 * 6,8898pie * 12pulg$$

$$h_{FON-NBO} = 23,1497 pulg$$

- Velocidad de entrada de la mezcla, en pie/s

$$V_{E-M} = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}}$$

$$V_{E-M} = 26,4588 \text{ pie/s}$$

- Velocidad de salida del gas, en pie/s

$$V_{S-G} = \frac{60}{\sqrt{3,4426 \text{ lb/pie}^3}}$$

$$V_{S-G} = 32,3378 \text{ pie/s}$$

- Velocidad de salida del petróleo, en pie/s

$$V_{SO} = 3 \text{ pie/s}$$

- Diámetro de la boquilla de entrada, en pulg

$$D_{BENT} = \sqrt{\left(\frac{4 * 13,9545 \text{ pie}^3/\text{s}}{\pi * 26,5183 \text{ pie/s}} \right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BENT} = 9,7700 \text{ pulg}$$

- **Diámetro de la boquilla de salida del gas, en pulg**

$$D_{BSG} = \sqrt{\left(\frac{4 * Q_G}{\pi * V_{SG}}\right) * 12 \text{pulg}}$$

$$D_{BSG} = \sqrt{\left(\frac{4 * 13,2876 \text{ pie}^3/\text{s}}{3,1416 * 32,3378 \text{ pie}/\text{s}}\right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BSG} = 8,6797 \text{ pulg}$$

- **Diámetro de la boquilla de salida del petróleo, en pulg**

$$D_{BSO} = \sqrt{\left(\frac{4 * Q_O}{\pi * V_{SO}}\right) * 12 \text{pulg}}$$

$$D_{BSO} = \sqrt{\left(\frac{4 * 0,4874 \text{ pie}^3/\text{s}}{3,1416 * 3 \text{ pie}/\text{s}}\right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BSO} = 5,477 \text{ pulg}$$

- **Área de la malla, en pie²**

$$A_{Malla} = \frac{Q_G}{V_C}$$

$$A_{Malla} = \frac{13,2876 \text{ pie}^3/\text{s}}{0,5865 \text{ pie}/\text{s}}$$

$$A_{Malla} = 22,6557 \text{ pie}^2$$

- Ancho de la malla, en pulg

$$a_{Malla} = F_{25} * \sqrt{A_{Malla}}$$

$$a_{Malla} = 12 \text{ pulg} * \sqrt{22,6557 \text{ pie}^2}$$

$$a_{Malla} = 57,1176 \text{ pulg}$$

- Distancia mínima permisible entre el tope de la malla y la boquilla de salida de gas, en pulg

$$h_o = \frac{(D_{Malla} - D_{BSG})}{2}$$

$$h_o = \frac{(57,1176 \text{ pulg} - 10 \text{ pulg})}{2}$$

$$h_o = 23,5588 \text{ pulg}$$

- Distancia vertical disponible entre el Fondo Malla-NAAL, en pulg

$$h_{FMalla-NAAL} = D_S - h_{FON-NAAL} - h_o - e_{Malla}$$

$$h_{FMalla-NAAL} = (6,8898 * 12 \text{ pulg}) - (32,1614 + 23,5588 + 6) \text{ pulg}$$

$$h_{FMalla-NAAL} = 20,9569 \text{ pulg}$$

5.5 Ejemplo de Diseño para Separador Vertical Gas-Líquido

Datos Requeridos:

$$Q_o = 5 \text{ MBNPD}$$

$$Q_g = 50 \text{ MMPCND}$$

$$P_{\text{OPER}} = 1000 \text{ lpca}$$

$$T_{\text{OPER}} = 100 \text{ F}$$

$$^{\circ}\text{API} = 40$$

$$Z = 0,832$$

$$R = 10,73 \text{ lpca} \cdot \text{pie}^3 / \text{lbmol} \cdot ^{\circ}\text{R}$$

$$t_r = 1,5 \text{ min.}$$

5.5.1 Cálculo de Parámetros de la Mezcla Gas-Líquido

- Gravedad Específica del Petróleo

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + ^{\circ}\text{API}} \quad [?]$$

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + 40} = 0,8251 \quad [?]$$

- Caudal de Petróleo a condiciones de operación (Q_o), en pie^3/s

$$q_o = \frac{5 \times 10^3 (\text{BNP}) \times 5,6146 (\text{PC}) (\text{día})}{(\text{día}) (\text{BNP}) 86400 (\text{s})} = 0,3249 \left(\frac{\text{pie}^3}{\text{s}} \right) \quad [?]$$

- **Caudal de Gas a condiciones de operación (Q_G), en pie^3/s**

$$\rho_G = \frac{1000(\text{lpca}) \times 0,7 \times 28,97(\text{lb})(\text{lbmol})(R)}{(\text{lbmol}) \times 0,832 \times 10,73(\text{lpca})(PC) \times 560(R)} = 4,06 \left(\frac{\text{lb}}{\text{Pie}^3} \right) \quad [2]$$

$$Q_G = \frac{5 \times 10^7 (PCN)(\text{lbmol}) 0,70 \times 28,97(\text{lb})(PC)(\text{día})}{(\text{día}) \times 379,6(PCN)(\text{lbmol}) \times 4,06(\text{lb}) 86400(\text{s})} = 7,61 \left(\frac{\text{pie}^3}{\text{s}} \right) \quad [2]$$

- **Fracción Volumétrica de petróleo Alimentado al separador**

$$\lambda = \frac{Q_o}{Q_o + Q_G}$$

$$\lambda = \frac{0.3249 \text{ pies}^3/\text{s}}{(0.3249 + 7.6222) \text{ pies}^3/\text{s}} = 0.0409$$

- **Densidad del Petróleo ρ_o , en lb/pies^3**

$$\rho_o = 0.8251(62.4 \text{ lb}/\text{pies}^3) = 51,4845 \text{ lb}/\text{pies}^3$$

- **Densidad del Gas ρ_G , en lb/pies^3**

$$\rho_G = \frac{(P_{OP}) \times (28,96) \times (\gamma_G)}{(^{\circ}R) \times (Z) \times (T_{OP})} = 4,06 (\text{lb}/\text{pies}^3)$$

5.5.2 Parámetros para el Diseño

- Velocidad Crítica del Gas (V_c), en pie/s

$$V_c = (F_{21}) \sqrt{\frac{(\rho_o - \rho_G)}{\rho_G}} = 0,5369 \text{ pie/s}$$

- Área vertical requerida para el flujo de gas por encima del NAAL, en pie²

$$A_G = \frac{Q_G}{V_c}$$

$$A_G = \frac{7,6222 \text{ pie}^3/\text{s}}{0,5370 \text{ pie/s}} = 14,1955 \text{ pie}^2$$

- Volumen de retención de petróleo entre NAL – NBL, en pie³

$$V_{r1} = Q_o \times t_r \times 60s$$

$$V_{r1} = 0,3249 \text{ pie}^3/\text{s} \times (1,5 \text{ min}) \times 60s$$

$$V_{r1} = 29,241 \text{ pie}^3$$

- Volumen de retención de petróleo al accionarse una alarma, en pie³

$$V_{r2} = Q_o \times 600s$$

$$V_{r2} = 0,3249 \text{ pie}^3/\text{s} \times 600s = 194,9508 \text{ pie}^3$$

- **Volumen de retención máximo entre NAAL-NBBL, en pie^3**

$$V_r = V_{r1} + V_{r2}$$

$$V_{r1} = 29,241 \text{ pie}^3 + 194,94 \text{ pie}^3 = 224,181 \text{ pie}^3$$

- **Diámetro del separador (D_s), en pies**

$$D_s = \sqrt{\frac{4 * A_G}{\pi}}$$

$$D_s = \sqrt{\frac{4 * 14,1940 \text{ pie}^2}{3,1416}} = 4,2512 \text{ pies}$$

- **Altura del petróleo entre NAAL-NBBL, en pulg.**

$$h_{NAAL-NBBL} = \frac{4 * V_r}{\pi * (D_s)^2} * 12 \text{ pulg}$$

$$h_{NAAL-NBBL} = \frac{(4 * 224,181 \text{ pie}^3)}{3,1416 * (4,2512)^2} * 12 \text{ pulg}$$

$$h_{NAAL-NBBL} = 189,5248 \text{ pulg}$$

- **Altura desde el Fondo del recipiente hasta NAAL, en pulg**

$$h_{FON-NAAL} = h_{NAAL-NBBL} + h_{NBBL}$$

$$h_{FON-NAAL} = 189,5248 \text{ pulg} + 9 \text{ pulg}$$

$$h_{FON-NAAL} = 198,5248 \text{ pulg}$$

- Velocidad de entrada de la mezcla, en pie/s

$$V_{E-M} = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}}$$

$$V_{E-M} = 24,5069 \text{ pie/s}$$

- Velocidad de salida del gas, en pie/s

$$V_{S-G} = \frac{60}{\sqrt{4,0550 \text{ lb/pie}^3}}$$

$$V_{S-G} = 29,7960 \text{ pie/s}$$

- Velocidad de salida del petróleo, en pie/s

$$V_{SO} = 3 \text{ pie/s}$$

- Diámetro de la boquilla de entrada, en pulg

$$D_{BENT} = \sqrt{\left(\frac{4 * 7.9471 \text{ pie}^3/\text{s}}{\pi * 24,5059 \text{ pie/s}} \right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BENT} = 7,7110 \text{ pulg}$$

- **Diámetro de la boquilla de salida del gas, en pulg**

$$D_{BSG} = \sqrt{\left(\frac{4 * Q_G}{\pi * V_{SG}}\right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BSG} = \sqrt{\left(\frac{4 * 7,61 \text{ pie}^3/s}{3,1416 * 29,7959 \text{ pie/s}}\right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BSG} = 6,8485 \text{ pulg}$$

- **Diámetro de la boquilla de salida del petróleo, en pulg**

$$D_{BSO} = \sqrt{\left(\frac{4 * Q_O}{\pi * V_{SO}}\right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BSO} = \sqrt{\left(\frac{4 * 0,3249 \text{ pie}^3/s}{3,1416 * 3 \text{ pie/s}}\right) * 12 \text{ pulg}}$$

$$D_{BSO} = 4,4561 \text{ pulg}$$

- **Altura desde NAAL – Boquilla de Entrada, en pulg**

$$h_{NAAL-BENT} = D_{BENT}$$

$$h_{NAAL-BENT} = 8 \text{ pulg}$$

- **Altura desde la boquilla de entrada- fondo malla, en pulg**

$$h_{BENT-Fmalla} = 0,5 * D_S * 12 \text{ pulg}$$

$$h_{BENT-Fmalla} = 0,5 * 4,2512 \text{ pie} * 12 \text{ pulg}$$

$$h_{BENT-Fmalla} = 25,5072 \text{ pulg}$$

- Área de la malla, en pie^2

$$A_{Malla} = \frac{Q_G}{V_C}$$

$$A_{Malla} = \frac{7,61 \text{ pie}^3/\text{s}}{0,5369 \text{ pie}/\text{s}} = 14,1739 \text{ pie}^2$$

- Diámetro de la malla, en pie

$$D_{Malla} = D_S$$

$$D_{Malla} = 4,2512 \text{ pie}$$

- Diámetro mínimo permisible entre el tope de la malla y la boquilla de salida de gas, en pulg

$$h_o = \frac{(F_8 * D_{Malla} - D_{BSG})}{2}$$

$$h_o = \frac{(12 \text{ pulg} * 4,2512 \text{ pie}) - 8 \text{ pulg}}{2}$$

$$h_o = 21,5072 \text{ pulg}$$

- **Altura efectiva del separador, en pies**

$$L_{EFF} = \frac{(h_{FS-NAAL} + h_{NNAL-BENT} + D_{BENT} + h_{FMALLA-BENT} + e_{Malla} + h_0)}{F_{25}}$$

$$L_{EFF} = \frac{(197,2919 + 8 + 7,7110 + 25,5906 + 6 + 21,5906)pulg}{12}$$

$$L_{EFF} = 22,2061 \text{ pies}$$

La información obtenida en el diseño se entrega al fabricante para que proceda a construir el separador requerido en una determinada operación.

CAPÍTULO 6

6 . PRINCIPALES PROBLEMAS OPERATIVOS

6.1 Emulsiones

Una emulsión consta de una fase dispersa interna y otra dispersante externa.

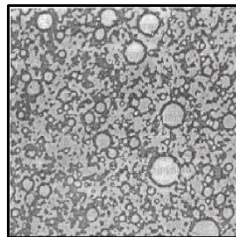


FIGURA 6.1 EMULSIÓN

Hay dos tipos de emulsiones:

1. Petróleo en agua o hidrofílica (reversa).

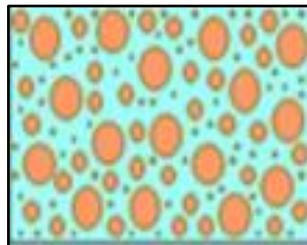


FIGURA 6.2 EMULSIÓN PETRÓLEO EN AGUA

2. Agua en petróleo o hidrofóbica (regular).

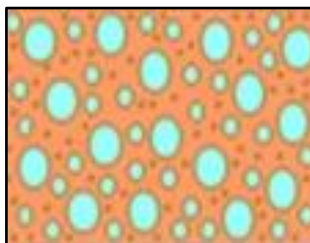


FIGURA 6.3 EMULSIÓN AGUA EN PETRÓLEO

6.1.1 Características de las Emulsiones

1. Los líquidos (petróleo y agua) no se separan bien aún después de tiempos prolongados de asentamiento.
2. Sedimentación: velocidad de ascenso de las gotas líquidas muy baja (10^{-4} cm/seg).
3. Los dos tipos de emulsión pueden presentarse en forma simultánea, siendo más común la reversa.
4. Algunas emulsiones reversas son inestables y por lo tanto el petróleo puede salir del agua en poco tiempo.
5. Las emulsiones inestables generalmente se mencionan como una dispersión de petróleo.
6. Las emulsiones reversas pueden presentar color blanco lechoso o marrón oscuro.
7. La emulsión más común es “agua en petróleo” con un contenido de petróleo del 40-60%.
8. Se localizan en los límites de las fases

6.1.2 Causas de la Formación de Emulsiones

1. Líquidos miscibles.
2. Las emulsificantes se forman principalmente por las tensiones superficiales de los componentes y por la presencia de agentes que promueven la formación de las mismas.
3. Agitación para dispersar un líquido en otro.
4. Emulsificantes naturales incluyen polvo, suciedad, resinas, parafinas, asfaltenos, ácidos nafténicos y cualquier otra sustancia soluble en petróleo pero insoluble en agua.

El agente que origina la agitación en el proceso de separación es el gas, y su presencia hace difícil romper la emulsión. Por tanto hay que eliminarlo.

6.1.3 Métodos para Romper Emulsiones

1. Tratamiento térmico (calor). Calentando la emulsión entre 40°C y 85°C, se logra disminuir la viscosidad de la mezcla.
2. Operaciones mecánicas de filtración y centrifugación.
3. Tratamiento químico por inhibidores.
4. Tratamiento eléctrico por corriente directa o alterna.

6.2 Formación de Espuma

Afecta el desempeño del separador para manejar mezclas gas-liquido.

Si la espuma es un problema antes de instalar el recipiente, pueden incorporarse rompedores como el método más económico para eliminarlo; en algunos casos es necesario utilizar aditivos químicos o aumentar la longitud del separador.

Cualquier información que pueda obtenerse sobre dispersión de espuma por análisis de laboratorio, antes de diseñar el separador es de mucha ayuda. Un caso específico de esta situación son los separadores de Producción (gas-petróleo o gas-petróleo-agua).

6.3 Flujo de Avance

Son líneas de fluido bifásico que muestran tendencia a un tipo de flujo inestable de oleaje. Su presencia requiere incluir placas rompe olas en el separador.

6.4 Materiales Pegajosos

Por su naturaleza crudos parafínicos pueden presentar problemas operativos, debido a que el material pegajoso se incrusta en los elementos internos.

6.5 Ondulaciones y Cambio de Nivel

Son producidos por la entrada imprevista de tapones de líquido dentro de separadores horizontales muy largos, para eliminarlos se colocan placas en sentido transversal al separador, conocidas como rompe-olas, que son de gran utilidad para control de nivel, evitando medidas erróneas producto del oleaje interno.

6.6 Impurezas

Cuando se manejan crudos y productos sucios, es recomendable tener tanto en los separadores un sistema interno de tuberías que permitan la inyección de agua, vapor o solventes para eliminar los sólidos que se depositan en el equipo durante su operación o para desalojar a los hidrocarburos antes de proceder a la apertura del recipiente. Por ello, los internos son útiles cuando se efectúan paradas por mantenimiento. La figura 6.4 muestra tuberías internas:

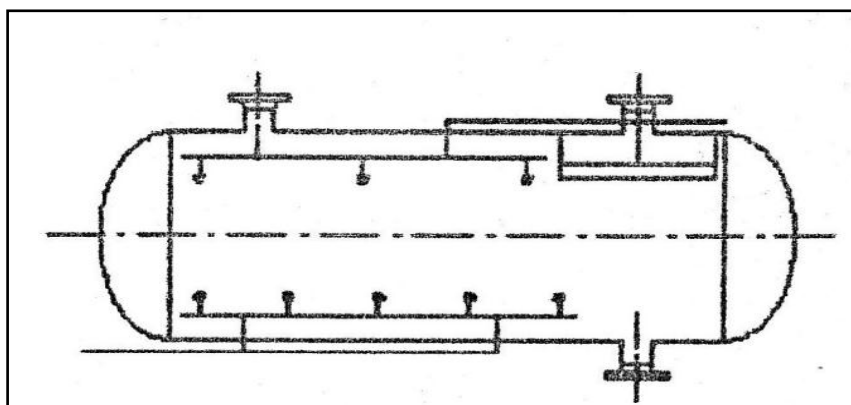


FIGURA 6.4 TUBERÍAS INTERNAS

CAPÍTULO 7

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 Conclusiones

- 1.** Un separador horizontal trifásico es similar al bifásico, con la particularidad que la fase petróleo llega a una sección de acumulación, antes de descargarse del equipo.
- 2.** El nivel de la interfase gas-petróleo puede variar desde la mitad hasta los tres cuartos de la altura (diámetro) del separador, dependiendo de la relación gas-líquido que tenga el flujo de entrada, es decir, si existe más líquido que gas el nivel será el más alto.
- 3.** A mayor presión menor será la capacidad de separación o manejo de líquido.
- 4.** El separador se inunda cuando existe mayor entrada que descarga de fluido y tiempo de retención mayor al estimado.

- 5.** El tiempo de retención de un fluido en el separador está entre uno y tres minutos. En el cálculo de capacidad de separadores son los mismos.
- 6.** La eficiencia del separador está en función de los internos que influyen en el tiempo de retención y en el mismo proceso. Un mayor tiempo del fluido en el equipo no garantiza una mejor separación.
- 7.** En separadores horizontales y verticales el nivel del líquido debe ser menor que la mitad del diámetro interno del equipo y mínimo $1/3$.
- 8.** La aplicación de químico demulsificante desde el cabezal del pozo, disminuye la emulsión agua-petróleo y produce mayor cantidad de agua libre.
- 9.** El gas origina agitación en el proceso de separación, y hace difícil romper la emulsión. El GOR tiene que ser igual en la cabeza del pozo y en la estación, ya que es un parámetro del yacimiento.
- 10.** La presión de operación se controla mediante el flujo de gas que maneja el equipo; si eliminamos más gas, la presión disminuirá, por lo tanto más hidrocarburos ligeros se escaparán con la fase gas.

7.2 Recomendaciones

- 1.** Tener por lo menos dos separadores en la estación, uno de prueba y otro de producción.
- 2.** Para separadores horizontales el nivel máximo de líquido deberá ser aproximadamente la mitad del diámetro interior.
- 3.** Aplicar químicos antes de la entrada del separador, como: demulsificantes, anticorrosivos, antiparafrínicos y rompedores de espuma, cuando sea necesario.
- 4.** Inyectar mayor cantidad de demulsificantes en el tanque de lavado y menor cantidad en los separadores.
- 5.** Recuperar muestras de petróleo en el cabezal del pozo debido a que la emulsión aún no se rompe y en base a pruebas de laboratorio determinar el tipo de demulsificante a inyectar.
- 6.** No colocar en un mismo separador pozos con diferentes presiones y BSW, porque los de mayor presión y BSW taponan el flujo de los otros.
- 7.** Realizar limpieza mecánica y química de los separadores cuando sea necesario, con la finalidad de remover residuos.
- 8.** Evaluar periódicamente la presión de vapor a la entrada y salida del líquido para determinar la eficiencia de la separación.

APÉNDICES

APÉNDICE A

DEFINICIÓN DEL TIPO DE SEPARADOR Y SERVICIO

Recomendación de Tipo de Separador				
Situación	Vertical sin Malla	Vertical con malla	Horizontal sin Malla	Horizontal con Malla
Alta relación Vapor/liquido	Muy recomendable	Muy recomendable	Moderado	Moderado
Alto "tumdown" de flujo de gas	Muy recomendable	Muy recomendable	Moderado	Moderado
Baja relación Vapor/Liquido	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Alto "tumdown" de flujo liquido	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Presencia de sólidos, materiales pegajosos	Recomendable	Moderado considerar internos especiales	Moderado considerar internos especiales/inclinación	Moderado considerar internos especiales/inclinación
Separación Liquido-Liquido Solamente	No recomendable	No recomendable	Recomendable	No aplica
Separación Liquido-Liquido-Vapor	Moderado	Moderado	Muy recomendable	Muy recomendable
Limitaciones en área de planta	Recomendable	Recomendable	No recomendable	No recomendable

APÉNDICE B

LONGITUDES DE CUERDAS Y ÁREAS DE LAS SECCIONES

R'	L'	A'	R'	L'	A'	R'	L'	A'	R'	L'	A'	R'	L'	A'	R'	L'	A'
0,030	0,341	0,0067	0,090	0,572	0,0445	0,150	0,714	0,0941	0,210	0,815	0,153	0,255	0,872	0,201	0,340	0,947	0,300
0,031	0,347	0,0072	0,091	0,575	0,0453	0,151	0,716	0,0950	0,211	0,816	0,154	0,256	0,872	0,202	0,342	0,949	0,302
0,032	0,352	0,0098	0,092	0,578	0,0456	0,152	0,718	0,0958	0,212	0,817	0,155	0,257	0,874	0,203	0,344	0,950	0,305
0,033	0,357	0,0101	0,093	0,581	0,0458	0,153	0,720	0,0960	0,213	0,819	0,156	0,258	0,875	0,204	0,346	0,951	0,307
0,034	0,362	0,0108	0,094	0,584	0,0470	0,154	0,722	0,0977	0,214	0,820	0,157	0,259	0,876	0,205	0,348	0,952	0,308
0,035	0,368	0,0110	0,095	0,588	0,0483	0,155	0,724	0,0986	0,215	0,822	0,158	0,260	0,877	0,207	0,350	0,954	0,312
0,036	0,373	0,0115	0,096	0,589	0,0490	0,156	0,726	0,0996	0,216	0,823	0,159	0,262	0,878	0,209	0,356	0,957	0,318
0,037	0,378	0,0119	0,097	0,592	0,0498	0,157	0,728	0,1005	0,217	0,824	0,160	0,264	0,882	0,211			
0,038	0,382	0,0124	0,098	0,595	0,0505	0,158	0,730	0,1014	0,218	0,826	0,161	0,266	0,884	0,213	0,360	0,960	0,324
0,039	0,387	0,0129	0,099	0,597	0,0510	0,159	0,731	0,1023	0,219	0,827	0,162	0,268	0,886	0,215	0,365	0,963	0,330
0,040	0,392	0,0134	0,100	0,600	0,0520	0,160	0,733	0,1033	0,220	0,828	0,163	0,270	0,888	0,218	0,370	0,966	0,336
0,041	0,397	0,0139	0,101	0,603	0,0528	0,161	0,735	0,1042	0,221	0,830	0,164	0,272	0,890	0,220	0,375	0,968	0,343
0,042	0,401	0,0144	0,102	0,605	0,0536	0,162	0,737	0,1051	0,222	0,831	0,165	0,274	0,892	0,222			
0,043	0,406	0,0149	0,103	0,608	0,0544	0,163	0,739	0,1061	0,223	0,833	0,166	0,276	0,894	0,225	0,380	0,871	0,349
0,044	0,410	0,0155	0,104	0,611	0,0551	0,164	0,741	0,1070	0,224	0,834	0,167	0,278	0,896	0,227	0,385	0,973	0,355
0,045	0,415	0,0160	0,105	0,613	0,0559	0,165	0,742	0,1080	0,225	0,835	0,168	0,280	0,898	0,229	0,390	0,975	0,361
0,046	0,418	0,0165	0,106	0,616	0,0567	0,166	0,744	0,1089	0,226	0,836	0,169	0,282	0,900	0,231	0,395	0,978	0,367
0,047	0,423	0,0170	0,107	0,618	0,0575	0,167	0,746	0,1099	0,227	0,837	0,171	0,284	0,902	0,234			
0,048	0,428	0,0171	0,108	0,621	0,0583	0,168	0,748	0,1108	0,228	0,839	0,172	0,286	0,904	0,236	0,400	0,980	0,374
0,049	0,432	0,0180	0,109	0,623	0,0591	0,169	0,750	0,1118	0,229	0,840	0,173	0,288	0,906	0,238	0,405	0,982	0,380
0,050	0,436	0,0187	0,110	0,626	0,0598	0,170	0,751	0,1121	0,230	0,842	0,174	0,290	0,908	0,241	0,410	0,984	0,386
0,051	0,440	0,0191	0,111	0,628	0,0606	0,171	0,752	0,1137	0,231	0,843	0,175	0,292	0,910	0,243	0,415	0,985	0,392
0,052	0,444	0,0198	0,112	0,631	0,0614	0,172	0,756	0,1146	0,232	0,844	0,176	0,294	0,911	0,245			
0,053	0,448	0,0204	0,113	0,633	0,0623	0,173	0,756	0,1156	0,233	0,845	0,177	0,296	0,913	0,248	0,420	0,987	0,399
0,054	0,452	0,0210	0,114	0,636	0,0631	0,174	0,758	0,1166	0,234	0,847	0,178	0,298	0,915	0,250	0,425	0,989	0,405
0,055	0,456	0,0215	0,115	0,638	0,0639	0,175	0,760	0,1175	0,235	0,848	0,179	0,300	0,917	0,252	0,430	0,990	0,411
0,056	0,460	0,0221	0,116	0,640	0,0647	0,176	0,762	0,1185	0,236	0,849	0,180	0,302	0,918	0,255	0,435	0,991	0,417
0,057	0,464	0,0227	0,117	0,643	0,0655	0,177	0,763	0,1195	0,237	0,850	0,181	0,304	0,920	0,257			
0,058	0,467	0,0233	0,118	0,645	0,0660	0,178	0,766	0,1204	0,238	0,852	0,182	0,306	0,922	0,259	0,440	0,993	0,424
0,059	0,471	0,0239	0,119	0,649	0,0671	0,179	0,767	0,1214	0,239	0,853	0,183	0,308	0,923	0,262	0,445	0,994	0,430
0,060	0,475	0,0245	0,120	0,650	0,0680	0,180	0,768	0,1224	0,240	0,854	0,185	0,310	0,925	0,264	0,450	0,995	0,436
0,061	0,478	0,0251	0,121	0,652	0,0688	0,181	0,770	0,1234	0,241	0,855	0,186	0,312	0,927	0,266	0,455	0,996	0,443
0,062	0,482	0,0257	0,122	0,656	0,0690	0,182	0,772	0,1244	0,242	0,857	0,187	0,314	0,928	0,268			
0,063	0,486	0,0263	0,123	0,657	0,0705	0,183	0,773	0,1250	0,243	0,858	0,188	0,316	0,930	0,271	0,460	0,997	0,449
0,064	0,490	0,0270	0,124	0,659	0,0713	0,184	0,775	0,1263	0,244	0,859	0,189	0,318	0,931	0,273	0,465	0,998	0,460
0,065	0,493	0,0276	0,125	0,661	0,0721	0,185	0,777	0,1273	0,245	0,860	0,190	0,320	0,933	0,276	0,470	0,998	0,462
0,066	0,497	0,0282	0,126	0,664	0,0730	0,186	0,778	0,1283	0,246	0,861	0,191	0,322	0,934	0,278	0,475	0,999	0,468
0,067	0,500	0,0288	0,127	0,666	0,0738	0,187	0,780	0,1293	0,247	0,863	0,192	0,324	0,936	0,281			
0,068	0,503	0,0296	0,128	0,668	0,0747	0,188	0,781	0,1303	0,248	0,864	0,193	0,326	0,937	0,283	0,480	0,999	0,475
0,069	0,507	0,0301	0,129	0,670	0,0755	0,189	0,783	0,1313	0,249	0,865	0,194	0,328	0,939	0,285	0,485	1,000	0,481
0,070	0,510	0,0306	0,130	0,673	0,0764	0,190	0,785	0,1323	0,250	0,866	0,195	0,330	0,940	0,288	0,490	1,000	0,482
0,071	0,514	0,0314	0,131	0,676	0,0773	0,191	0,786	0,1333	0,251	0,867	0,196	0,332	0,941	0,290	0,495	1,000	0,484
0,072	0,517	0,0321	0,132	0,677	0,0781	0,192	0,788	0,1343	0,252	0,868	0,198	0,334	0,943	0,293			
0,073	0,523	0,0327	0,133	0,679	0,0790	0,193	0,789	0,1353	0,253	0,869	0,199	0,336	0,945	0,295	0,500	1,000	0,500
0,074	0,526	0,0334	0,134	0,681	0,0800	0,194	0,791	0,1363	0,254	0,871	0,200	0,338	0,946	0,297			
0,075	0,527	0,0341	0,135	0,683	0,0807	0,195	0,792	0,1373									
0,076	0,530	0,0347	0,136	0,685	0,0816	0,196	0,794	0,1383									
0,077	0,533	0,0354	0,137	0,688	0,0826	0,197	0,795	0,1393									
0,078	0,538	0,0361	0,138	0,690	0,0833	0,198	0,797	0,1403									
0,079	0,539	0,0368	0,139	0,692	0,0842	0,199	0,799	0,1414									
0,080	0,543	0,0376	0,140	0,694	0,0851	0,200	0,800	0,1424									
0,081	0,548	0,0382	0,141	0,698	0,0860	0,201	0,801	0,1434									
0,082	0,549	0,0389	0,142	0,699	0,0869	0,202	0,803	0,1444									
0,083	0,552	0,0391	0,143	0,700	0,0878	0,203	0,804	0,1454									
0,084	0,555	0,0403	0,144	0,702	0,0877	0,204	0,805	0,1464									
0,085	0,556	0,0410	0,145	0,704	0,0885	0,205	0,807	0,1475									
0,086	0,561	0,0417	0,146	0,706	0,0894	0,206	0,809	0,1486									
0,087	0,564	0,0424	0,147	0,708	0,0910	0,207	0,810	0,1490									
0,088	0,567	0,0431	0,148	0,710	0,0922	0,208	0,812	0,1505									
0,089	0,568	0,0439	0,149	0,712	0,0932	0,209	0,813	0,1516									

Diagram illustrating the geometry of a circular segment. The radius is R , the chord length is L , and the area of the segment is A . The diagram shows a circle with a horizontal chord. The radius R is drawn from the center to the chord. The chord length L is labeled. The area of the segment is labeled. The angle at the center is labeled 2θ . The height of the segment is labeled h . The diagram is labeled "Longitud de la cuerda" and "Área del segmento".

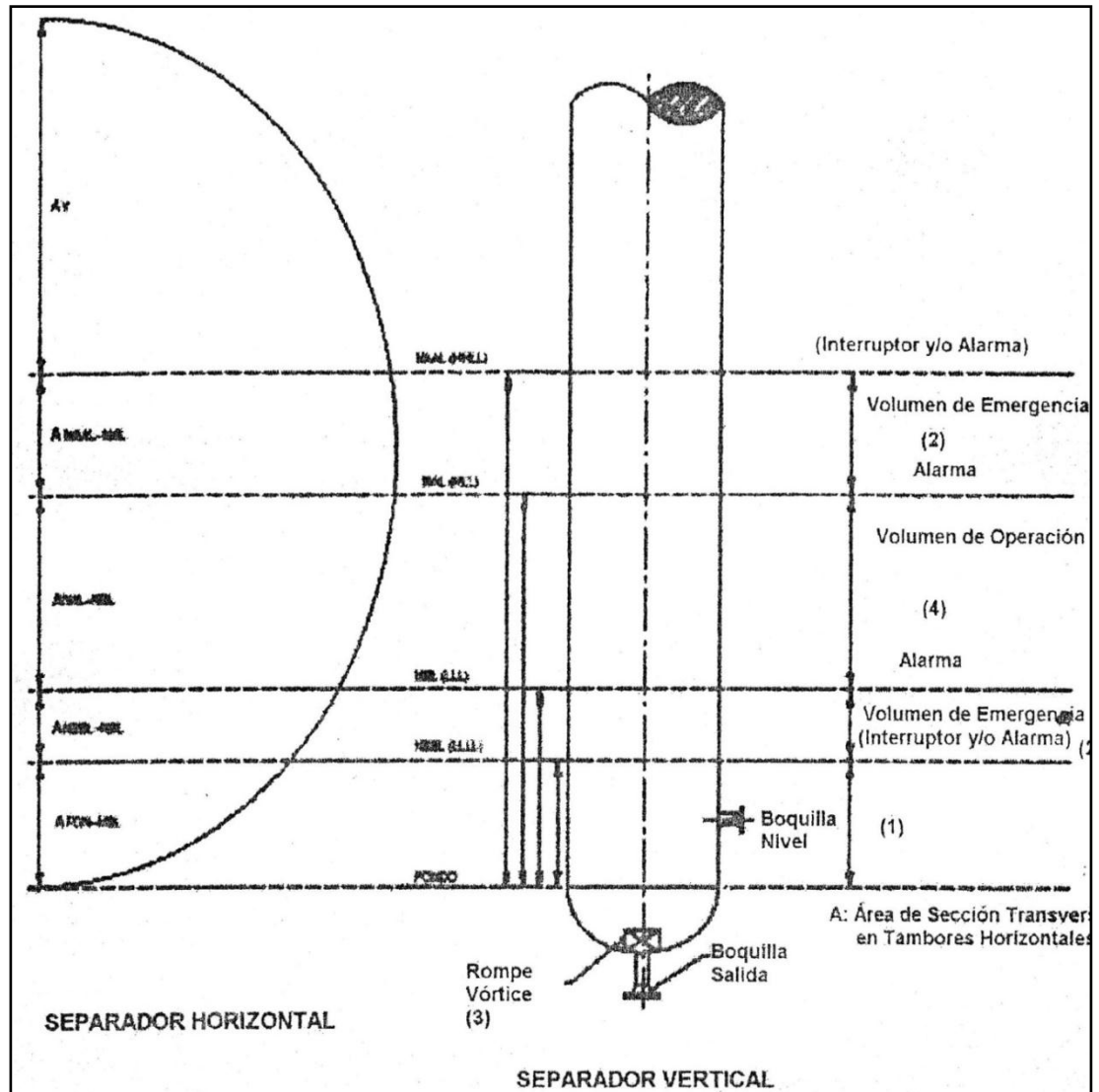
$$R' = \frac{\text{Altura de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{h}{D}$$

$$L' = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{\lambda}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen } \text{Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right)$$

$$A' = \frac{A_{\text{segmento}}}{A_{\text{cuerda}}} = \frac{r^2 (\theta - \text{Sen } \theta)}{2 \pi r^2} = \frac{\theta - \text{Sen } \theta}{2 \pi}; \quad \theta = 2 \left[\text{Cos}^{-1} \left(1 - \frac{2h}{D} \right) \right], \quad \theta \text{ en radianes}$$

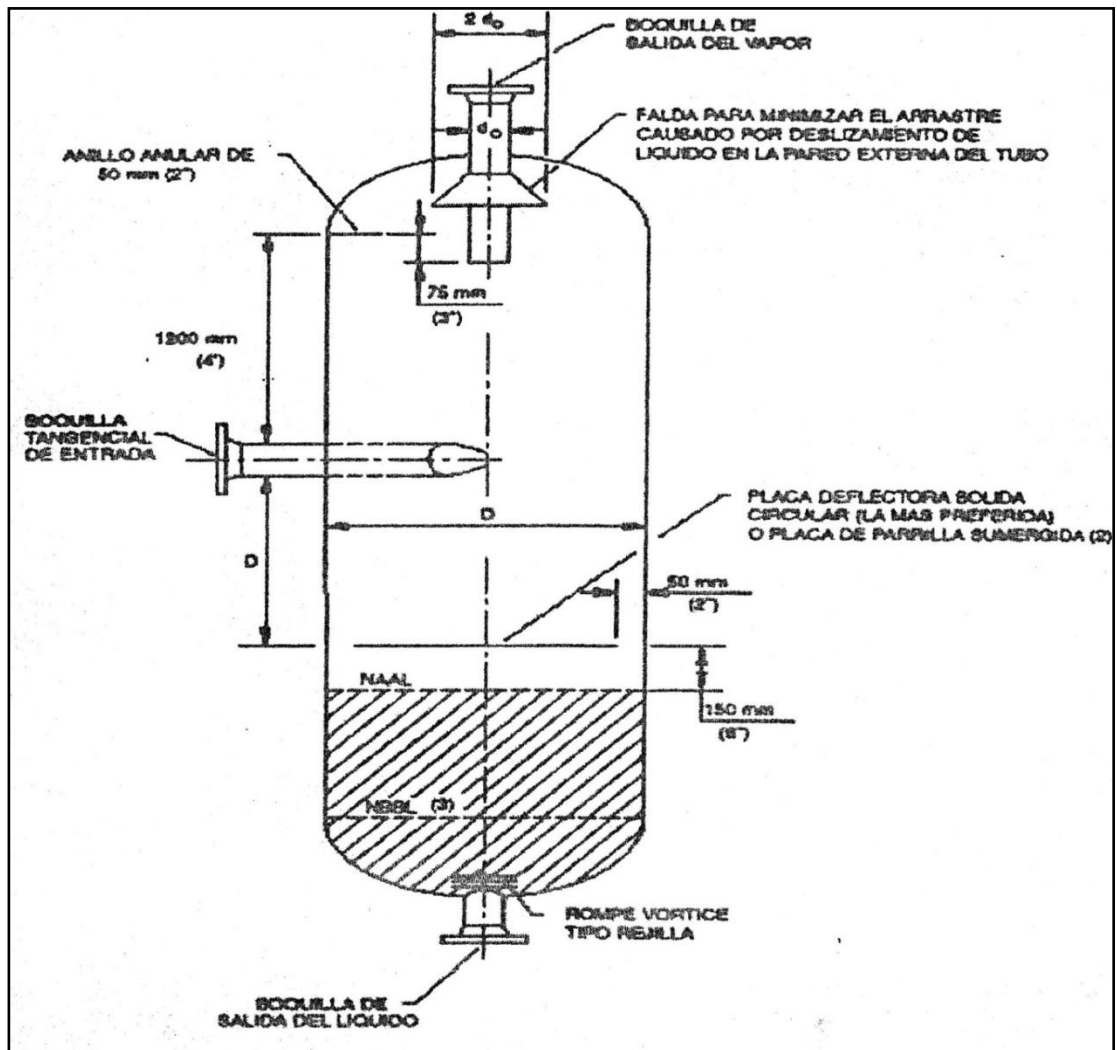
APÉNDICE C

IDENTIFICACIÓN DE LOS NIVELES EN UN SEPARADOR BIFÁSICO



APÉNDICE D

SEPARADORES VERTICALES CON ENTRADA TANGENCIAL HORIZONTAL

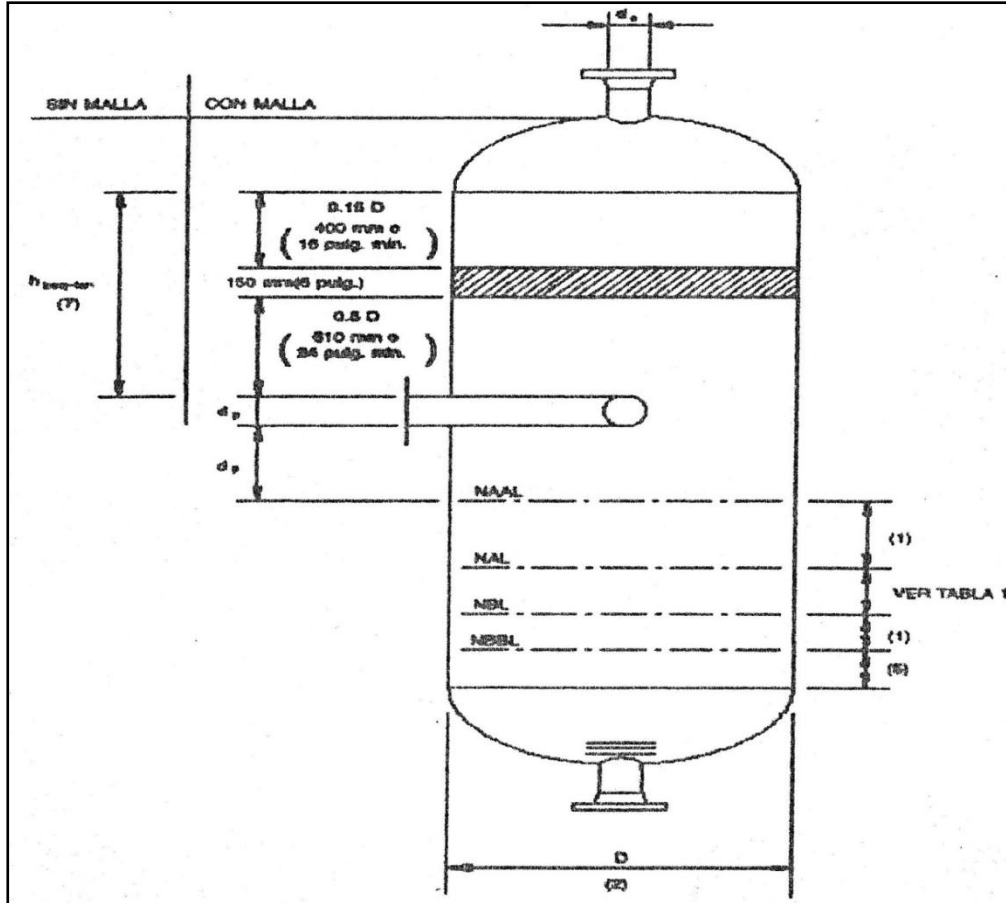


NOTAS:

1. Se recomienda una fila circular de placas de parrilla sumergida. El diámetro de la fila es igual al diámetro del recipiente menos 100mm (4pulg) el espaciado de la parrilla y el espesor de la fila.
2. La colocación del NBBL se determina por la altura mínima requerida para prevenir arrastre de aire. Sin embargo, en ningún caso el NBBL debe estar debajo de la línea tangente del fondo.

APÉNDICE E

DIMENSIONES TÍPICAS DE SEPARADORES VERTICALES



NOTAS:

1. Si aplica: cinco minutos de flujo de líquido entre NAAL y NAL (igual para NBBL y NBL). Si no aplica, solo hay NAL y NBL
2. El tipo de boquilla de entrada depende del servicio.
3. La distancia mínima del fondo de la boquilla de entrada al NAAL debería ser adecuada para prevenir o minimizar el arrastre en la superficie del líquido.

4. La distancia mínima entre el nivel bajo del líquido y la boquilla de salida del líquido se presenta en Nivel bajo-bajo
5. La distancia mínima entre el tope de una boquilla de entrada y la línea tangente del tope del recipiente deber ser 900 mm (36pulg)

ANEXOS

ANEXO I

CÁLCULO CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE SEPARADORES VERTICALES

CAPACIDAD DE LÍQUIDO

DATOS

L

10

ft

D

1,3088

ft

h

1,3333

ft

tr

1

min

β_o

1

Pf

125

psi

q_{SL}

460,02 BPD @s.c

CAPACIDAD DE GAS

CÁLCULO DE ρ_g @ P_f y T_f

Z_f

0,983

ρ_g

0,3083 lbm/ft³

0,00494 gr/cm³

q_{sg}

814977,426 ft³/día @s.c

CÁLCULO DE μ_g

PMg

18,8305

μ_g

0,0001073 gr/cm

Pmaire

28,97

7,21E-06 lbm/ft-seg

X

5,584

Y

1,283

K

106,672

DATOS

D_o

16

pulg

D

1,1825

ft

d_p

3,28E-04

ft

P_f

75

psi

T_f

60

°F

P_d

1000

psi

ρ_{rg}

0,65

ρ_L

45

°API

ρ_p

53,03

lbm/ft³

P_s

14,7

psia

T_s

60

°F

ANEXO II

CÁLCULO CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE SEPARADORES HORIZONTALES

CAPACIDAD DE LIQUIDO				CAPACIDAD DE GAS			
DATOS			CALCULO ÁREA DE FLUJO (Af)	DATOS			CALCULO ÁREA DE FLUJO (Af)
Pf	1800	psi	Af 0,9427 ft ²	L	10	ft	Af 0,844 ft ²
L	6	ft		h	0,3333	ft	
h	0,4444	ft	CAPACIDAD DE LIQUIDO q _{SL}	D _o	16	pulg	1,1825 ft
D	1,3088	ft	q _{SL} 619,5721 BPD	P _f	75	psi	CAPACIDAD DE GAS q _{SG}
Tr	1	min		T _f	60	°F	q _{SG} 8,85E+05 ft/D @ s.c.
B _o	1			P _d	1000	psi	
				ρ _{rg}	0,65		
				ρ _p	53,03	lbm/ft ³	
				ρ _L	45	°API	
				ρ _G	0,3084	lbm/ft ³	
				μ _G	7,2E-06	lbm/ft-seg	
				P _s	14,7	psia	
				T _s	60	°F	
				Z	1		
				dp	100	micras	3,28E-04 ft

ANEXO III

DISEÑO SEPARADOR HORIZONTAL GAS-LÍQUIDO

DATOS DE PARTIDA			CALCULO DE PARAMETROS DE MEZCLA			PARAMETROS PARA EL DISEÑO			CALCULO DE AREAS DENTRO DEL RECIPIENTE			CALCULO DE MALLA			
CAUDALES			GRAVEDAD ESPECIFICA DEL PETROLEO			VC			A _{TON-NAAL}			A _{mailla}			
QO	7,5	MBNPD	γ_o	0,8251		A _G	22,6825	pie ²	A ₂ [*]	0,3864	R ₂ [*]	0,3892	a _{mailla}	22,6825	pie ²
QG	74	MMPCND				Vr1	43,8641	pie ³							
			CAUDALES A COND. DE OPER.			Vr2	292,4271	pie ³							
PRESIÓN DE OPERACIÓN			Q _O	0,49	pie ³ /s	Vr	336,2911	pie ³							
1000	LPCA		Q _G	13,30	pie ³ /s										
			Q _M	13,79	pie ³ /s	h _{NBBL}	9	pulg							
TEMPERATURA DE OPERACIÓN						Longitud efectiva de operación			A _{TON-NBL}			Distancia Mínima permisible			
100	F		DENSIDADES			Procedimiento de prueba de error			A _{NAL-NBL}			h _o			
VISCOSIDAD DEL PETROLEO			ρ _o	51,48	lb/pie ³	Asumir Diámetro			A _{TON-NAL}			Distancia vertical disponible			
40	API		ρ _G	3,44	lb/pie ³	Ds	6,8898	pies	A ₃ [*]			h _{TON-NAAL}			
			ρ _M	5,1419	lb/pie ³	Left	27,5592	pies	h _{TON-NBL}			20,9265			
							30	pies	A ₄ [*]			20,9265			
			TASA MASICA DE PETROLEO Y GAS			Calculo de Area Entre NBBL-NAAL			Velocidades						
Z	0,98	lpca*pie ² /lbmol*R	W _o	25,09	lb/s	A _{NBBL-NAAL}			V _{E-M}						
R	10,73		W _G	45,80	lb/s	Área fraccional de la Sección Transversal A ₁ [*]			V _{S-G}						
TIEMPO DE RETENCION						R ₁ [*]			V _{Z-O}						
1,5	min					A1*			Diametro de boquilla						
						A _S			dp			10			
						A _{TON-NBBL}			D _{BSG}						
						A _{DG}			D _{BSO}						
						COMPROBACION									
						A _{DG} -A _G									

ANEXO IV

FACTORES QUE DEPENDEN DE LAS UNIDADES USADAS

	SI	I
F2	2E-04	5,30E-04
F3	1E-04	3,60E-04
F4	7E-04	2,30E-04
F5	3E-04	1,00E-04
F6	3720	2500
F7	0,009	0,936
F8	1	12
F10	2E-04	5,90E-04
F11	655	0,09
F12	0,545	0,0083
F13	6,62	0,000103
F14	172,3	0,00205
F15	0,001	10,74
F16	100	15
F17	100	4
F18	1,77	2,8
F20	106	144
F21	0,048	0,157
F23	25	1
F24	1000	1
F25	1000	2

BIBLIOGRAFÍA

- 1.** API SPECIFICATIONS, Specifications for Oil and Gas Separators, API SPECIFICATION 12J (SPEC 12J), Seventh Edition, October 1, 1989.
- 2.** CRAFT B.C., HOLDEN W.R. and E.D. GRAVES, Jr: Well Design Drilling and Production Prentice Hall, Inc. Cap. 7 1962, pág.463.
- 3.** HINCAPIE BENJAMIN, “Estudio y Diseño de Separadores Horizontales y Verticales de Dos y Tres Fases” (Tesis, Facultad de Ingeniería en Ciencias de la Tierra, Escuela Superior Politécnica del Litoral, 1987).
- 4.** <http://www.oilproduction.net/SistemaProduccionSeparadores.htm>
- 5.** <http://www.petroblogger.com/2009/09/separadores-de-gas-y-petroleo.html>

- 6.** <http://www.scribd.com/doc/24999051/Emulsiones-de-Agua-en-Petroleo-Crudo>
- 7.** MALAVÉ KLEBER, Apuntes de la Materia Facilidades de Superficie III, Escuela Superior Politécnica del Litoral, 2009.
- 8.** MALAVÉ KLEBER, Curso Diseño de Separadores, Petroecuador 2002, pág. 1- 226.
- 9.** PETROAMAZONAS, Facilidades de Superficie, Módulo I y II.
- 10.** RIOFRIO EDGAR, Facilidades de Superficie II, Serie Nuestro Valores – Espol, Págs: 152, 153, 198-239.
- 11.** SICA METALÚRGICA ARGENTINA S.A., Free Water Knock Out (FWKO), 2009.

GLOSARIO

Álabe: Paletas que forman parte de las turbinas de gas o de vapor, turbocompresores, ventiladores y otros equipos rotatorios.

Coalescencia: Capacidad de dos cuerpos a unirse en un único cuerpo.

Componente: Ya que aquí no se consideran reacciones químicas, bajo estas circunstancias un componente se define como una sustancia que comprende un solo tipo de moléculas. Ejemplos: Dióxido de carbono, agua destilada, propano, petróleo crudo es una mezcla de componentes.

Condensados: Hidrocarburos líquidos del gas natural que se recuperan en instalaciones de separación en campos productores de gas asociado y no asociado. Incluyen hidrocarburos líquidos recuperados de gasoductos, los cuales se forman por condensación durante el transporte del gas natural.

Condensación Retrógrada: Puede ser expresada desde dos ópticas, la condensación de líquido durante expansión de gas a temperatura constante o bien la condensación de líquido durante calentamiento de gas a presión constante.

Depuradores: Más conocidos como eliminadores de impurezas.

Distancia de paro: Distancia que una partícula de cierto diámetro viaja a través de una corriente de gas.

Emulsión: Es una mezcla de dos líquidos inmiscibles de manera homogénea.

Emulsión hidrofóbica: Es la emulsión en donde hay agua en petróleo.

Emulsión hidrofílica: Es la emulsión en donde hay petróleo en agua.

Espuma: Es un sistema de dos fases similar a la emulsión, en el que la fase dispersa es un gas.

Expansión Térmica: Conforme aumenta su temperatura aumenta su volumen. (En algunas sustancias ocurre al revés, pero en la mayoría no).

Fase: Cuerpo de material homogéneo diferente en sus propiedades a los demás que lo rodean. Las regiones (sistemas) homogéneos, discutidas en sistemas heterogéneos, se refieren a fases. Existe sólo una fase gaseosa, pero varias fases de líquido y de sólidos.

Fluido: Se refiere a gas, líquido o mezclas de estos.

Hidratos: Combinación de ciertos compuestos químicos con agua.

Inhibidores: Son productos químicos los cuales ayuda a reducir los problemas que presenta el fluido.

Interfase: Se refiere a la superficie de contacto entre dos fases.

Inundación: Es cuando la entrada del flujo es mayor que la descarga del mismo.

Líquidos inmiscibles: Un líquido es inmiscible con otro cuando no puede mezclarse en forma homogénea con el otro.

Materiales Pegajosos: Residuos de petróleo con alto contenido de asfaltenos.

Presión Cricondenbárica: Máxima presión en la cual coexisten equilibradamente la fase líquida y la fase gaseosa.

Presión de Vapor: Presión ejercida por el vapor en el momento de la separación.

Puntos de Burbujeo: Puntos en los cuales existe fase líquida con una parte infinitesimal de gas.

Punto Crítico: Punto en el cual convergen las curvas de rocío y burbujeo.

Puntos de Rocío: Puntos en los cuales existe fase gaseosa con una parte infinitesimal de líquido.

Recuperación de Líquidos: Separación de la fase líquida a partir de la mezcla gas-líquido.

Tasa de sedimentación: Es el tiempo en el cual las partículas tardan asentarse en el fondo.

Temperatura Cricondentérmica: Máxima temperatura en la cual coexisten equilibradamente la fase líquida y la gaseosa.

Velocidad de Asentamiento: Es la velocidad constante a la cual las partículas van cayendo.