



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**SEPARACIÓN DE FLUIDOS PETROLEROS:
METODOLOGÍAS DE DISEÑO
CONVENCIONALES Y PANORAMA DE LAS
NUEVAS TECNOLOGÍAS.**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A :

ERICK HERNÁNDEZ MARTÍNEZ.

DIRECTOR DE TESIS:

DR. EDGAR RAMIREZ JARAMILLO.



CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F., ENERO 2016

Agradecimientos.

A Dios y a la Vida, por darme y mantenerme con valor, fe, salud y convicción en cada día vivido de esta maravillosa experiencia universitaria. Por brindarme la gran oportunidad de vivir mi formación profesional en esta gran universidad.

*A mi mamá, **María Eugenia Martínez Gálvez**, porque todo lo que soy es gracias a ti, a tu cariño, amor, comprensión, consejos y compañía. Gracias por nunca dejar de ver por mí, por estar siempre conmigo y guiarme por el camino del bien. Eres una mujer maravillosa y extraordinaria, por todo lo que me has enseñado y por brindarme tanto, **TE AMO MAMÁ.***

*A mi papá, **Felipe Hernández Jiménez**, pues gracias a tu apoyo, a tus consejos y a tu comprensión he logrado alcanzar uno de mis más grandes anhelos, el de ser Ingeniero. Porque gracias a ti aprendí que no hay herencia más valiosa que la de una educación y formación profesional. Eres un gran ejemplo y motivación, ya que has demostrado que cuando se quieren hacer las cosas, se pueden lograr.*

*A mi hermana, **Ingríd Hernández Martínez**, porque gracias a ti y a tu apoyo incondicional he logrado superar este gran reto en mi vida. Gracias por tu compañía, tu cariño, tus risas y tus palabras de aliento, no sólo en esta etapa universitaria, sino a lo largo de nuestras vidas. Eres increíble y la mejor hermana del mundo, **TE ADORO.***

*A mis abuelos, en especial a mi abuela **Julia Gálvez Avecías** y a mi abuelo **Graciano Hernández Mendoza**, pues ambos me han aconsejado sabiamente sobre la importancia de la educación y de los valores en la vida. Gracias por brindarme su tiempo y las experiencias de su vida. **LOS QUIERO.***

A toda mi familia, que de alguna u otra manera han estado al pendiente de mí y me han podido aconsejar y apoyar en algún momento de su vida, gracias.

A mis compañeros de carrera, pero sobre todo, grandes amigos, porque con su apoyo, tolerancia, consejos y su valiosa amistad, pude superar los obstáculos que se me presentaron durante mi estancia en la Facultad. Gracias Juan Manuel Cadena Zetina, Jesús Andrés Vázquez Heredia, Estephanié Reyes Lobato, Ricardo Flores Gutiérrez, Juan Carlos Saláis Hernández, Edgar G. Martínez Mendoza, Ximena Melgarejo Castellanos, Marlen Vázquez Mota y Germán Rodríguez Huerta. También a todos aquellos que en algún momento me ofrecieron su apoyo y tiempo, gracias.

Al M.I. Carlos Alberto Avendaño Salazar, por brindarme su apoyo, su tiempo, tolerancia y conocimientos para la elaboración de este trabajo de Tesis. Le estaré siempre agradecido por darme la oportunidad de trabajar con usted para tan importante proyecto.

A mis sinodales: Ing. Israel Castro Herrera, Dr. Edgar Ramírez Jaramillo, Ing. José Juventino Sánchez Vela, Ing. Jaime Laríos González e Ing. Oswaldo David López Hernández, gracias por sus observaciones y comentarios, los cuales hicieron de este un mejor trabajo.

A la extraordinaria y maravillosa Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México, pues en sus aulas recibí la formación, el conocimiento, experiencia y valores de profesores estupendos. Gracias por ser mi hogar en esta maravillosa etapa de mi vida, donde al lado de personas increíbles, disfruté cada instante de mi estancia.

RESUMEN.

La separación de los fluidos provenientes de un yacimiento es una actividad fundamental en el área de producción de la Ingeniería Petrolera, ya que con ella se logra uno de los objetivos esenciales de la extracción de hidrocarburos: separar el gas del líquido y manejarlos en flujos independientes para posteriores procedimientos.

En el primer capítulo se describen los conceptos fundamentales de la separación de fluidos, los cuales involucran básicamente la obtención de información de las propiedades de los fluidos producidos. Lo anterior se logra a través de actividades como el muestreo de fluidos y los experimentos PVT en laboratorio, cuyo objetivo es poder comprender el comportamiento de los fluidos cuando son sometidos a cambios de presión y temperatura.

Al contar con información acerca de las propiedades de los fluidos, así como de los gastos de producción de un pozo o campo, es necesario diseñar, siguiendo una metodología adecuada, un equipo capaz de manejar la producción de hidrocarburos. Esto se trata en el segundo capítulo. Además, se hace descripción de los equipos de separación más utilizados, de sus elementos internos y principio de operación, y de las configuraciones especiales existentes que ofrecen alternativas de acuerdo con las características de producción.

En el capítulo tres se hace referencia a los equipos de separación ciclónica, considerados como equipos no convencionales, pues su principio de operación se basa en la fuerza centrífuga. Se exponen dos tipos de dispositivos principales, en donde se describe su configuración, su principio de operación y los ejemplos de aplicación.

El cuarto capítulo corresponde a las tecnologías de separación que se emplean en instalaciones costa afuera. Debido a los requerimientos de reducción de costos, y de optimización del espacio en las instalaciones, han surgido diferentes alternativas para llevar a cabo la separación de fluidos. Los nuevos desarrollos involucran el uso de FPSO (Floating Production, Storage and Offloading),

elementos internos de coalescencia electrostática, las llamadas tecnologías *en línea*, y por último, proyectos con tecnología permanente en aguas profundas.

CONTENIDO

Resumen.....	i
Contenido.....	iii
Lista de Figuras.....	vii
Lista de tablas	xi
Introducción.....	xiii
1. Conceptos Fundamentales.	1
1.1 Muestreo de Fluidos.	2
1.1.1 Fuentes de error en el muestreo de fluidos.	3
1.1.2 Elementos que Afectan el Muestreo de Fluidos.....	4
1.1.3 Métodos de Muestreo.	7
1.2 Experimentos PVT.	11
1.2.1 Experimento de Expansión a Composición Constante.	11
1.2.2 Experimento de Agotamiento a Volumen Constante.	13
1.2.3 Experimento de Separación Diferencial.....	14
1.2.4 Prueba de Separador.	16
1.2.5 Experimento de Viscosidad.	17
1.3 Equilibrio de Fases.....	17
1.3.1 Presión de Vapor.	18
1.3.2 Relaciones de Equilibrio.	18
2. Separación Convencional de Fluidos.	23
2.1 Equipos de Separación.	24
2.2 Materiales.....	26
2.3 Clasificación de los Separadores.	27
2.4 Descripción de un Separador.....	29
2.4.1 Configuraciones básicas de un separador.....	31
2.4.2 Configuraciones Especiales.....	34
2.4.3 Principio de Operación. Elementos Internos de un Separador.	37
2.5 Separación Bifásica y Trifásica.	42

2.5.1	Separación Gas – Líquido. Separadores Bifásicos.....	42
2.5.2	Separación Agua – Gas – Aceite. Separadores Trifásicos.	42
2.6	Diseño y Dimensionamiento de Separadores.	45
2.6.1	Metodología API 12J.	46
2.6.2	Cálculos Flash. La Importancia del Equilibrio Líquido – Vapor en la Separación de Fluidos por Etapas.	49
2.6.3	Separador Bifásico Horizontal con un Nivel de Líquido al 50% de su Capacidad.	61
2.6.4	Separador Bifásico Horizontal con un Nivel de Líquido Diferente del 50% de su Capacidad.	68
2.6.5	Separador Bifásico Vertical.	71
2.6.6	Separador Trifásico Horizontal con un Nivel de Líquido al 50% de su Capacidad.	74
2.6.7	Separador Trifásico Horizontal con un Nivel de Líquido Diferente del 50% de su Capacidad.	77
2.6.8	Separador Trifásico Vertical.	80
3.	Separación No Convencional. Equipos de Separación Ciclónica.	83
3.1	Separador Ciclónico.	84
3.1.1	Secciones de un Separador Ciclónico y su Principio de Operación. .	85
3.1.2	Aplicaciones potenciales.	90
3.2	Separador de Gas – Líquido Ciclónico Cilíndrico.	91
3.2.1	Comparación entre los Separadores Ciclónicos Cilíndricos y los Separadores Convencionales.	92
3.2.2	Aplicaciones de los Separadores GLCC.	93
4.	Tecnologías de Separación en Instalaciones Submarinas.	99
4.1	Proceso de Separación Electrostático Compacto.	99
4.1.1	Proceso del Separador Compacto.	100
4.1.2	Configuraciones de un Separador Compacto.	100
4.2	Pazflor, Tecnología en el Desarrollo de Aguas Profundas.	101
4.2.1	Un Doble Proceso en un FPSO.	102
4.2.2	Sistemas de Separación Submarina: Una Especificación de Pazflor.	103

4.3 Solución Integral en los Sistemas de Separación Compactos para el Tratamiento de Aceite.....	108
4.3.1 Coalescedor Electrostático Interno.....	108
4.3.2 Configuración para las Pruebas del Dispositivo.....	109
4.3.3 Resultados Obtenidos de las Pruebas.....	110
4.4 Separación Compacta por medio de Tecnología en Línea.	113
4.4.1 Descripción del Desgasificador en Línea.....	113
4.4.2 Descripción del Eliminador de Líquido en Línea.....	114
4.4.3 Aplicación de las Tecnologías de Separación en Línea.	115
4.5 Extracción de Agua en Línea del Petróleo Crudo Utilizando Tecnología de Separación Compacta.	117
4.5.1 Tecnología Wx.....	118
4.5.2 Pruebas y Resultados de la Aplicación de la Tecnología Wx.	119
4.5.3 Aplicaciones Potenciales de la Tecnología Wx.	120
4.6 Sistema de Separación Submarina Trifásico Marlim. Retos y Soluciones para el Aseguramiento del Flujo y Estrategia de Prevención de la Formación de Hidratos.	122
4.6.1 Descripción del Sistema de Separación Submarina Marlim.	122
4.6.2 Principales Premisas para la Prevención de Formación de Hidratos.	124
4.6.3 Análisis del Riesgo de Formación de Hidratos en el Sistema SSAO.	124
4.7 Sistemas de Separación y Almacenamiento Submarino en Aguas Profundas en el Ártico.	129
4.7.1 Instalaciones de Aguas Profundas.	130
4.7.2 Unidad de Separación y Almacenamiento Submarino.....	131
4.7.3 Producción con FPSO desconectado.....	132
4.7.4 Tamaño Reducido de las Instalaciones Superficiales.....	133
4.7.5 Construcción e Instalación.....	133
Conclusiones.....	135
Recomendaciones.....	137
Referencias	139
Apéndice A: Ejercicios de Aplicación.	143

Metodología API 12J.	143
Diseño con base en la composición de la mezcla. Cálculos flash.	145
Diseño de un separador bifásico horizontal que opera a un nivel de líquido al 50% de su capacidad.	153
Diseño de un separador bifásico horizontal que opera a un nivel de líquido diferente del 50% de su capacidad.	160
Diseño de un separador bifásico vertical.	167
Diseño de un separador trifásico horizontal que opera a un nivel de líquido al 50% de su capacidad.	173
Diseño de un separador trifásico horizontal que opera a un nivel de líquido diferente de 50% de su capacidad (Ejercicio 1).	179
Diseño de un separador trifásico horizontal que opera a un nivel de líquido diferente de 50% de su capacidad (Ejercicio 2).	185
Diseño de un separador trifásico vertical.	188

LISTA DE FIGURAS

Figura 1-1 Trayecto de los fluidos del yacimiento hacia superficie.....	1
Figura 1-2 Fuentes de errores durante el muestreo de fluidos.....	4
Figura 1-3 Tipos de fluidos en un yacimiento.....	5
Figura 1-4 Esquema del muestreo de fondo.	8
Figura 1-5 Representación del experimento PVT de expansión a composición constante.....	12
Figura 1-6 Representación del experimento PVT de agotamiento a volumen constante.....	13
Figura 1-7 Representación del experimento PVT de separación diferencial.....	15
Figura 1-8 Representación esquemática de una prueba de separador (dos etapas).	16
Figura 1-9 Principio de separación de una mezcla de hidrocarburos.....	20
Figura 2-1 Esquema de separador a baja temperatura.....	25
Figura 2-2 Esquema de un eliminador.	25
Figura 2-3 Esquema de un depurador.....	26
Figura 2-4 Principales secciones de un separador.....	30
Figura 2-5 Esquema de un separador horizontal trifásico.	31
Figura 2-6 Esquema de un separador vertical.....	32
Figura 2-7 Esquema de un separador esférico.	33
Figura 2-8 Esquema de un Slug catcher.	34
Figura 2-9 Secciones de un separador horizontal de dos barriles.....	35
Figura 2-10 Separador horizontal con “bota” para líquido.	36
Figura 2-11 Tipos de desviadores de entrada.....	37
Figura 2-12 Elementos internos de un separador.	38
Figura 2-13 Vortex breaker y su ubicación en un separador.....	39
Figura 2-14 Extractor de niebla tipo deflector.....	39
Figura 2-15 Esquema de funcionamiento de los deflectores.....	40
Figura 2-16 Extractor de niebla de malla de alambre.....	40
Figura 2-17 Extractor de niebla centrífugo.	41

Figura 2-18 Separador trifásico horizontal tipo “trampa y vertedero” .	43
Figura 2-19 Esquema de un separador trifásico vertical.	44
Figura 2-20 Esquema de un Free – Water Knockout horizontal.	45
Figura 2-21 Complejidad de la Producción.	49
Figura 2-22 Batería de separación de dos (superior) y tres etapas (inferior).	50
Figura 2-23 Clasificación de los Hidrocarburos.	51
Figura 2-24 Relación entre la presión óptima de separación y °API, R_s y B_o .	54
Figura 2-25 Relación de densidades para pseudolíquidos que contienen metano y etano.	57
Figura 2-26 Gráfica de ajuste de la densidad por la compresibilidad de los líquidos del yacimiento.	59
Figura 2-27 Gráfica de ajuste de la densidad por la expansión térmica de los líquidos del yacimiento.	60
Figura 2-28 Separador horizontal lleno a 50% de su capacidad de líquido.	63
Figura 2-29 Factor de compresibilidad z, para gases naturales.	65
Figura 2-30 Viscosidad del gas hidrocarburo.	66
Figura 2-31 Separador con nivel de líquido diferente del 50%.	68
Figura 2-32 Constante de diseño: relación de áreas (α) vs. relación de alturas (β) para un separador horizontal bifásico lleno diferente de 50% de líquido.	69
Figura 2-33 Longitud costura a costura de un separador vertical.	72
Figura 2-34 Coeficiente β para una vasija con nivel del líquido al 50%.	76
Figura 2-35 Constante de diseño por restricción por tiempo de retención para un separador trifásico horizontal con un nivel de líquido diferente del 50%.	78
Figura 3-1 Curva de desarrollo de las tecnologías de separación.	84
Figura 3-2 Diagrama de un separador ciclónico.	86
Figura 3-3 Cámara de expansión y sus condiciones de operación.	87
Figura 3-4 Separador secundario y sus condiciones de operación.	88
Figura 3-5 Separador terciario y sus condiciones de operación.	90
Figura 3-6 Configuración de un separador de gas – líquido ciclónico cilíndrico.	91
Figura 3-7 Comparación entre las dimensiones de separadores.	93

Figura 3-8 Circuito de medición multifásico con separador GLCC y medidores monofásicos.	94
Figura 3-9 Circuito de medición multifásico con separador GLCC y medidor multifásico.	95
Figura 3-10 Configuración de un separador GLCC como pre – separador	96
Figura 3-11 Separador ciclónico cilíndrico como separador primario.	97
Figura 4-1 Proceso de separación compacto.	101
Figura 4-2 Diseño del proyecto Pazflor.	102
Figura 4-3 FPSO de Pazflor	103
Figura 4-4 Prevención de la formación de hidratos mediante la despresurización	105
Figura 4-5 Unidad de Separación Submarina del proyecto Pazflor.	107
Figura 4-6 Esquema del separador de prueba con internos electrostáticos.	109
Figura 4-7 Diseño del circuito de prueba de Norsk Hydro.	110
Figura 4-8 Concentración de agua en el aceite a lo largo del separador con y sin los elementos de coalescencia activados.	111
Figura 4-9 Calidad del aceite como función del tiempo de retención de la fase aceite en el DCEI – BCA.	112
Figura 4-10 Esquema de un desgasificador en línea.	113
Figura 4-11 Esquema de un eliminador de líquido en línea.	114
Figura 4-12 Desgasificador para la plataforma Staffjord – B, Statoil.	115
Figura 4-13 Eliminador de líquido corriente arriba del separador.	116
Figura 4-14 Eliminador de líquido de la plataforma Sleipner – T.	117
Figura 4-15 I – SEP, patentado por Caltec.	118
Figura 4-16 Instalaciones de prueba del sistema Wx en Noruega.	120
Figura 4-17 Separación previa mediante el uso de la tecnología Wx.	121
Figura 4-18 Esquema del Sistema de Separación Submarina de Agua y Aceite Marlim.	123
Figura 4-19 Esquema de la intersección entre la línea de flujo multifásico y la línea de cruce de tuberías.	126

Figura 4-20 Fracción de volumen de gas en un punto abierto, tomado del resultado de la simulación.....	126
Figura 4-21 Esquema de la intersección entre una línea de descarga y la línea de flujo multifásico.....	127
Figura 4-22 Esquema de desarrollo del sistema de separación submarina del Ártico.....	130
Figura 4-23 Escenario de desarrollo de instalaciones para aguas profundas en el Ártico.....	131
Figura 4-24 Unidad de separación y almacenamiento submarino para el Ártico.	132
Figura 4-25 Producción con FPSO desconectado.	133
Figura 4-26 Construcción de una unidad de separación y almacenamiento submarino.....	134

LISTA DE TABLAS

Tabla 2-1 Factores K recomendados.	47
Tabla 2-2 Tiempo de retención requerido con base en la densidad del aceite.....	48
Tabla 2-3 Separación flash vs. Separación diferencial.....	52
Tabla 2-4 Tiempo de retención para separadores trifásicos	75

INTRODUCCIÓN

La complejidad en el flujo proveniente de un pozo, radica en que está formado por una mezcla de componentes hidrocarburos líquidos y gaseosos, agua de formación (agua salada), componentes no hidrocarburos (como el dióxido de carbono y ácido sulfúrico), y minerales (en muy pequeñas proporciones). Sin embargo, el aceite y el gas tienen un gran valor cuando se encuentran en forma independiente después de ser separados.

Al hablar de los hidrocarburos producidos, antes de ser comercializados como materia prima, ya sea el aceite crudo y/o gas natural, éstos deben ser separados para su posterior transporte, tratamiento o almacenamiento, con la finalidad de poder cumplir con las especificaciones de calidad requeridas.

Por lo anterior, dentro del sistema integral de producción, los separadores juegan un papel fundamental en el manejo de la producción en instalaciones superficiales, pues son los elementos con los que se logra la tan necesaria separación de fases, así como estabilizar los flujos de aceite y gas para su posterior procesamiento o venta.

Las metodologías de dimensionamiento y selección de un equipo de separación, así como las tecnologías disponibles para determinadas condiciones de operación, se han ido modificando con la finalidad de ofrecer la mejor alternativa para la separación de fluidos. Estas dependen de las características del fluido, de la localización del campo y buscan obtener la mejor relación costo – beneficio de la producción de aceite.

Este trabajo de tesis tiene como objetivo fundamental brindar al lector las bases teóricas y prácticas que se necesitan para adquirir un buen criterio al momento de realizar el diseño de un equipo de separación convencional. Aunado a esto, se exponen los desarrollos de nuevas tecnologías, las cuales se están implementando en diferentes partes del mundo, mejorando las condiciones de separación, y obteniendo un mejor desempeño que los equipos convencionales.

1. CONCEPTOS FUNDAMENTALES.

Para optimizar la producción de aceite y gas, es esencial tener un amplio conocimiento del comportamiento de fase, así como de los cambios volumétricos, que presentan el aceite y el gas en su desplazamiento desde el yacimiento hasta la superficie (Pedersen y Christensen, 2007). En la **Figura 1-1** se muestra esquemáticamente la trayectoria del flujo de hidrocarburos durante su producción.

Los parámetros básicos que gobiernan principalmente el comportamiento de producción de un yacimiento de hidrocarburos son: la presión, el volumen y la temperatura. Una forma de relacionar estos parámetros es con los análisis *presión – volumen – temperatura*, también denominados análisis PVT, los cuales consisten en simular en laboratorio el comportamiento de los fluidos de los yacimientos, cuya finalidad es obtener las propiedades físicas más importantes de los fluidos producidos (Arévalo, 2012).

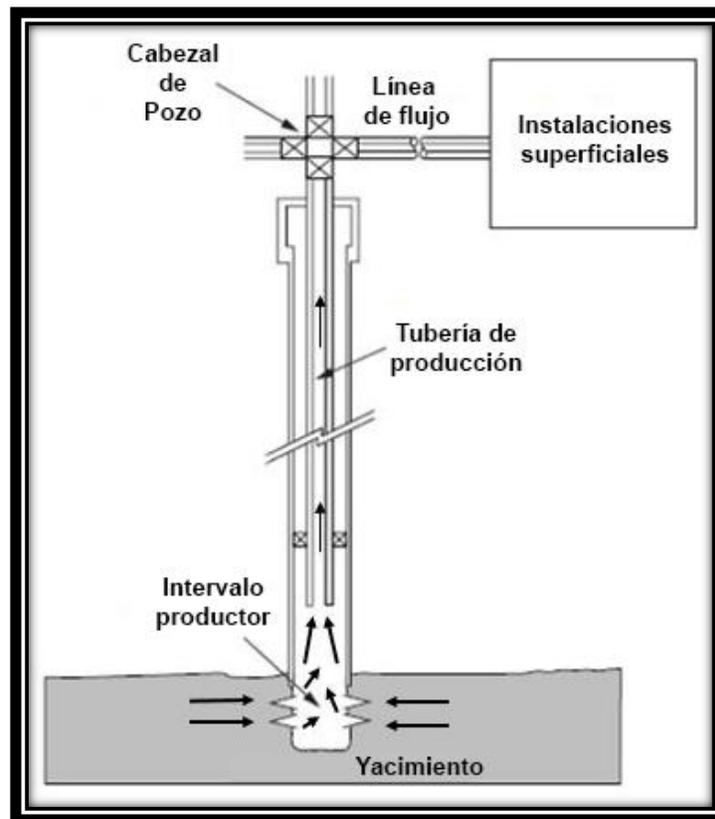


Figura 1-1 Trayecto de los fluidos del yacimiento hacia superficie (Modificado de Heriot – Watt, 2012).

Pedersen et al. (2007) mencionan que los experimentos PVT realizados en fluidos de un yacimiento son costosos, y comúnmente se emplean en la toma de decisiones de la estrategia de producción del yacimiento. Por estas razones, es importante que la muestra de fluido sea lo más representativa posible del fluido que existe en el yacimiento.

1.1 Muestreo de Fluidos.

Para una adecuada administración de yacimientos petroleros, es esencial contar con información precisa y confiable, pues ésta se requiere para evaluar las reservas, desarrollar un plan de recuperación de hidrocarburos y determinar la cantidad y calidad de los fluidos producidos (Danesh, 1998).

Danesh (1998) expone que el *muestreo de fluidos* de un yacimiento, actividad fundamental de la administración de yacimientos, debe ser realizado tan pronto como se inicie la vida productiva del yacimiento, pues el objetivo, y principal reto, es obtener muestras representativas del fluido, es decir, a una presión superior a la presión de saturación.

Danesh (1998) menciona que la muestra puede ser tomada, ya sea en una sola fase en el fondo del pozo, cuando la presión aún está por encima de la presión de saturación, o en superficie. El muestreo en superficie se puede llevar a cabo en distintos puntos, tales como:

- Cabezal del pozo.
- Separadores.
- Tuberías de transporte.
- Tanques de almacenamiento.

Además de los análisis PVT, las muestras de fluidos juegan un papel importante en mediciones relacionadas con el potencial de corrosión, con la formación de sólidos y con los componentes no hidrocarburos, pues estos parámetros influyen en:

- El diseño de instalaciones de producción.

- La compatibilidad con las líneas de transporte.
- El valor de los productos de venta.
- Los costos de mantenimiento de refinerías.

Las mediciones de laboratorio con muestras de fluido que no son representativas de las condiciones iniciales, o del estado actual en el que se encuentra el fluido en el yacimiento, generan errores (Madrid, 2011).

Sin embargo, las mediciones de las propiedades de los fluidos derivan de una complicada serie de procesos que dependen tanto de la operación de los equipos destinados para ello, como del desempeño del personal, por lo que no existe una certeza absoluta de que el fluido bajo estudio es verdaderamente representativo del fluido del yacimiento. Por lo tanto, es esencial que se tomen todas las precauciones necesarias para prevenir un muestreo deficiente.

1.1.1 Fuentes de error en el muestreo de fluidos.

El proceso de recolección de muestras de fluidos, ya sea en superficie o en el fondo del pozo, puede ser afectado por diversas fuentes de error, las cuales se ilustran en la **Figura 1-2**. Los factores que afectan el muestreo de fondo son:

- Contaminación proveniente de los fluidos de perforación y/o terminación.
- Liberación de gas o condensación de líquido, ambas debidas a la caída de presión.
- Flujo intermitente o “cabeceo” debido al bajo gasto de producción.
- Pérdida de componentes reactivos.
- Conificación del gas.
- Producción de diferentes intervalos.
- Separación de las fases en la TP (muestreo en flujo bifásico).

Por su parte, en la superficie, las fuentes de error en los resultados después de un muestreo son:

- Flujo no estabilizado en el separador.
- Transferencia de una muestra no homogénea.

- Arrastre de líquido en la salida del gas del separador.
- Arrastre de gas en la salida del líquido del separador.
- Error en la medición de los gastos, tanto de líquido como de gas.
- Muestreo deficiente en campo.
- Errores en la toma y registro de datos.

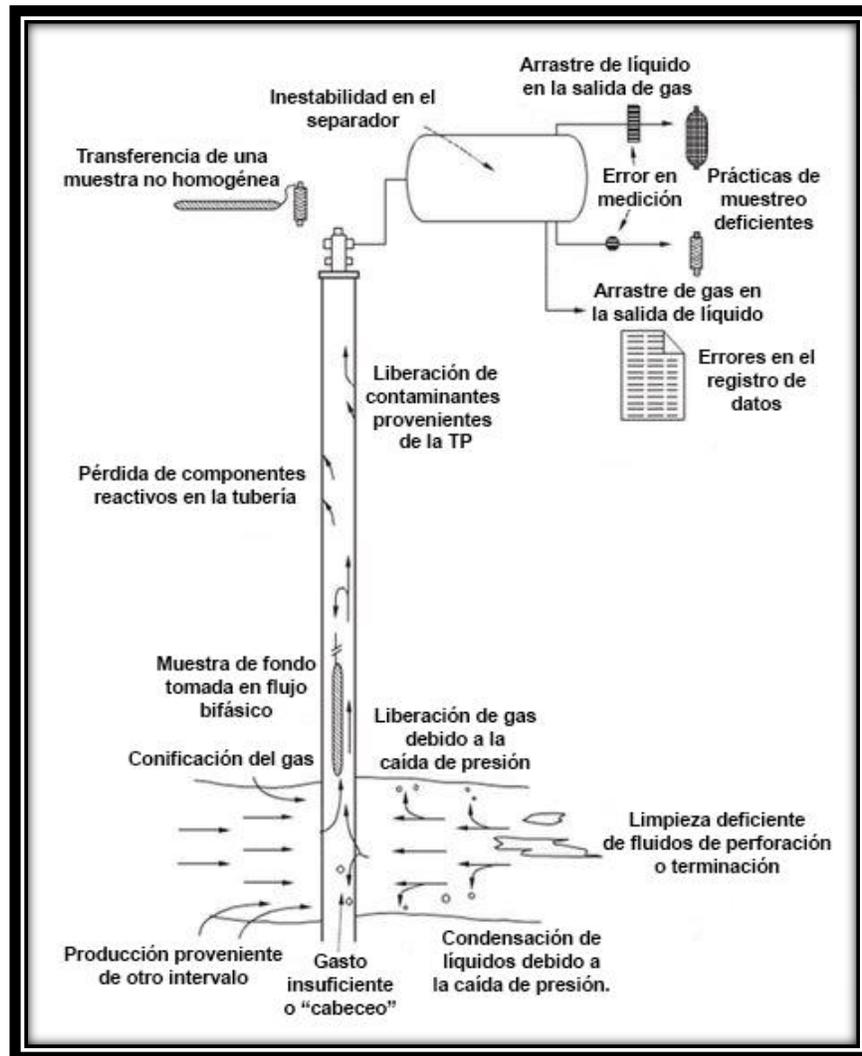


Figura 1-2 Fuentes de errores durante el muestreo de fluidos (Modificado de Petrowiki, 2015).

1.1.2 Elementos que Afectan el Muestreo de Fluidos.

Madrid (2011) explica que el éxito en la obtención de una muestra representativa del fluido de un yacimiento está principalmente influenciada por el tipo de fluido que existe en el yacimiento, el acondicionamiento del pozo y del método de muestreo implementado.

Importancia de los Tipos de Fluidos en los Yacimientos Petroleros.

Una de las principales variables en el muestreo de yacimientos es el tipo de fluido existente en los mismos, y por supuesto, la determinación de su naturaleza es uno de los objetivos clave de esta actividad, así como de los estudios de laboratorio.

En la **Figura 1-3** se muestra la relación entre los principales tipos de fluidos de un yacimiento de hidrocarburos y un diagrama de fase generalizado. En él se indican el punto crítico C; la temperatura crítica, T_c y la temperatura de la cricondenterma, T_{cri} .

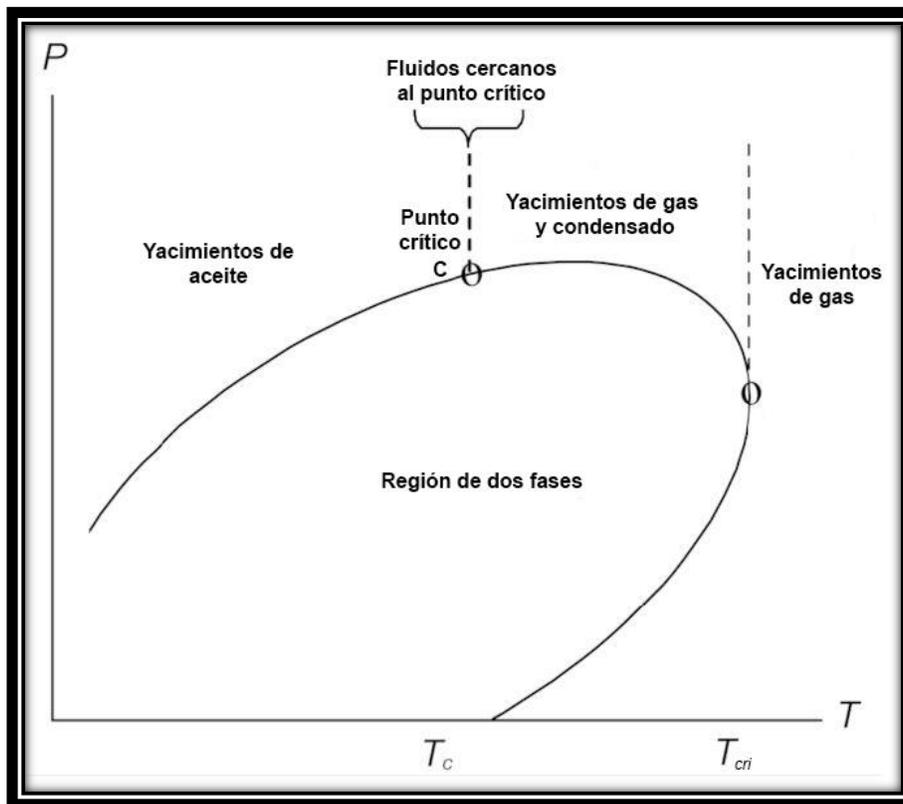


Figura 1-3 Tipos de fluidos en un yacimiento (Modificado de Petrowiki, 2015).

Cuando la temperatura del yacimiento es menor a la temperatura crítica, es decir, $T_{yac} < T_c$, se trata de un yacimiento de aceite. Si la temperatura del yacimiento está por encima de la temperatura crítica, pero es menor a la temperatura de la cricondenterma, es decir, $T_c < T_{yac} < T_{cri}$, se trata de un yacimiento de gas y condensado. Por último, si la temperatura de yacimiento es mayor que la temperatura de la cricondenterma, es decir, $T_{yac} > T_{cri}$, en el yacimiento se

encuentra sólo la fase gaseosa (gas seco y húmedo). Si el fluido que existe en el yacimiento está a una temperatura crítica o cerca de ella, se clasifica como un fluido crítico o un fluido cerca del punto crítico, los cuales no presentan ni punto de burbuja ni de rocío. Estos últimos, al caer la presión a la región de dos fases, forman un sistema que comprende una gran porción de gas y de líquido.

Por su parte, la presión inicial del yacimiento indica en qué condiciones se encuentra el fluido: si la presión inicial es mayor a la región de dos fases, el yacimiento es bajosaturado; si la presión inicial está en el límite de la envolvente de fases, se trata de un yacimiento saturado; finalmente, cuando la presión se encuentra dentro de la envolvente de fases, se trata de un yacimiento con gas libre.

Tanto el tipo de fluido del yacimiento como su condición de saturación influyen en las muestras que son recolectadas, sin embargo, esta información solamente puede ser estimada al momento de ejecutar el programa de muestreo, y es especialmente incierto cuando los fluidos se encuentran cerca de los límites de la envolvente de fase. Por esta razón, es una buena práctica permitir un margen de error cuando se diseña e implementa un programa de muestreo.

Acondicionamiento del Pozo.

Madrid (2011) comenta que el acondicionamiento de un pozo es el proceso previo que se realiza en un pozo antes de llevar a cabo el muestreo de fluidos de un yacimiento, el cual tiene como propósito remover cualquier alteración que afecte el fluido original. Los cambios en la composición original del fluido del yacimiento están influenciados principalmente por dos factores: la producción de los pozos con altos gastos y por largos periodos de tiempo, generando grandes decrementos de presión, los cuales llevan a la presión de fondo fluyendo a caer por debajo de la presión de saturación, formando un flujo bifásico en la vecindad del pozo. Este último debe ser removido antes de comenzar las operaciones de muestreo; los fluidos utilizados en las etapas de perforación y/o terminación, y en su caso, la estimulación del pozo.

El objetivo es el de reemplazar el fluido no representativo que se encuentra alrededor del fondo del pozo, desplazándolo con el fluido original. Para esto, es necesario fluir el pozo a un gasto bajo para permitir que el fluido contaminado sea desplazado por el fluido original (Santos, 2013).

De manera general, el procedimiento consiste en reducir de forma gradual el gasto de producción del pozo, haciendo que éste fluya a través de estranguladores de diámetro cada vez más pequeños. Además, se debe llevar el registro de la presión de fondo fluyendo y de los cambios en la relación gas – líquido. Al lograr que el valor de la RGA se mantenga estable (relativamente constante), indica que el pozo ha sido acondicionado exitosamente. En la etapa final, se realiza el cierre del pozo hasta que el flujo se estabilice, con la finalidad de alcanzar la presión estática, garantizando que el aceite del fondo del pozo tenga la composición similar a la del fluido del yacimiento.

1.1.3 Métodos de Muestreo.

Santos (2013) argumenta que existen dos métodos para tomar muestras de fluidos de yacimientos. El fluido puede ser recolectado tomando muestras de fondo, bajando un muestreador con cable en el pozo, o tomando muestras de superficie de gas y de líquido del separador que luego serán recombinadas usando la RGA de la producción del pozo medida durante el muestreo.

Muestreo de Fondo.

Las muestras de fondo solamente pueden ser representativas del contenido del yacimiento cuando la presión en el punto de muestreo es mayor a la presión de saturación. A presiones cercanas a la presión de saturación, existe posibilidad de que se pierda la integridad de la muestra como resultado de la transferencia de ésta a otro recipiente (Heriot – Watt Univ., 2012).

En este método, un recipiente (cilindro) muestreador es bajado con un cable de acero dentro del pozo y se mantiene el suficiente tiempo para que se llene de fluido. Una vez obtenida la muestra, el mecanismo de cierre debe garantizar que

no ocurra la pérdida de fluidos en el viaje del muestrero hacia la superficie. En la **Figura 1-4** se ilustran de manera general los elementos de un muestreo de fondo.

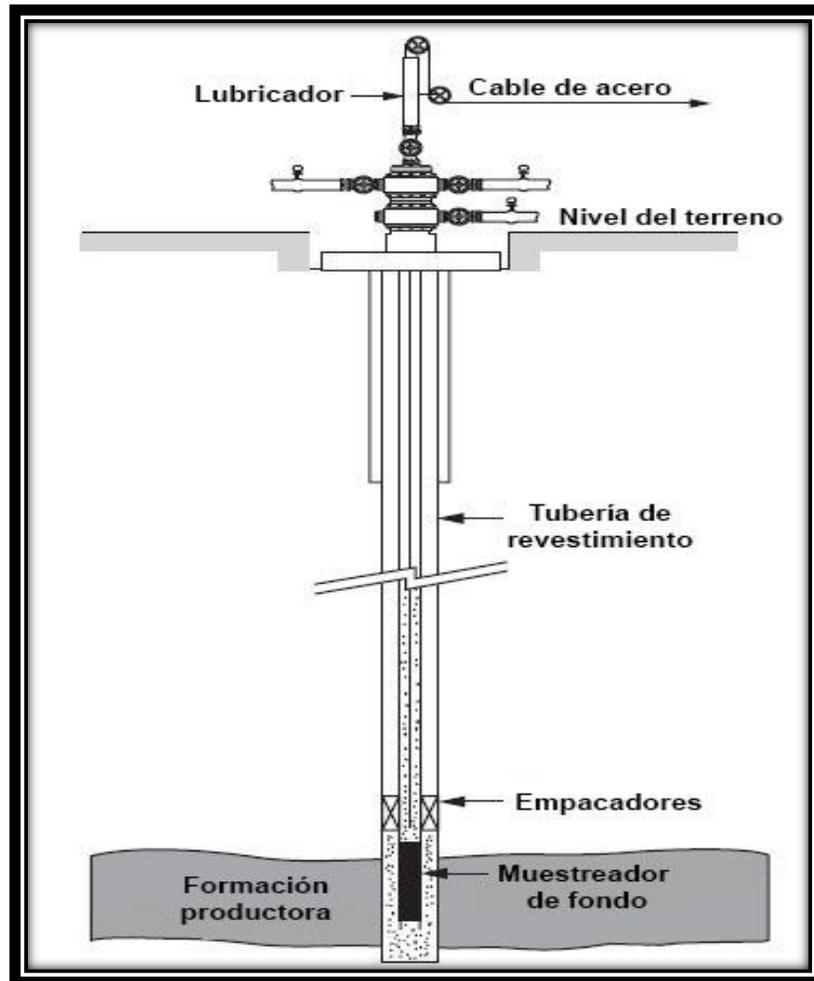


Figura 1-4 Esquema del muestreo de fondo (Modificado de Heriot – Watt Univ., 2012).

Heriot – Watt Univ. (2012) expresa que se puede llevar a cabo un prueba en campo para verificar si se ha obtenido una muestra confiable. En esta prueba, el cilindro muestreador se presuriza ya sea utilizando un pistón, o mercurio como fluido de desplazamiento. De la relación entre la presión de inyección y el volumen de mercurio inyectado, se derivan las siguientes propiedades:

- La presión dentro del muestreador cuando se recibe en superficie.
- La compresibilidad del fluido dentro del muestreador.
- La presión de burbuja del fluido recolectado.

Si dos o tres muestras tomadas en diferentes intervalos de tiempo muestran las mismas propiedades medidas, es muy probable que se hayan obtenido buenas muestras representativas.

Los equipos con las muestras pueden ser enviados directamente al laboratorio o pueden ser transferidas inmediatamente a otros recipientes para su almacenamiento y transporte. Si las muestras son transferidas a recipientes de acero a alta presión (por ejemplo, de desplazamiento con mercurio), la transferencia se debe llevar a cabo al menos a una presión de 1000 lb/pg² por encima de la presión de saturación para prevenir un cambio en la composición de la muestra (Santos, 2013).

Heriot – Watt Univ. (2012) propone que este tipo de muestreo no se utilice en yacimientos de gas y condensado o en yacimientos con alto corte de agua.

Santos (2013), por su parte, considera que las ventajas del muestreo de fondo son:

- Obtención de la muestra deseada directamente.
- Evita la necesidad de dispositivos de medición de flujo y de calibración en superficie.
- Elimina posibles errores en la recombinación de muestras de gas y líquido, necesaria en el muestreo superficial.

Muestreo de Superficie.

Santos (2013) expone que para yacimientos de gas y condensado, gas húmedo o aceite volátil (en algunos casos), las muestras de fondo no serán con toda certeza representativas del fluido del yacimiento. Por lo anterior, se recomienda que en yacimientos de este tipo las muestras de aceite y gas sean tomadas en los separadores de superficie, para que posteriormente sean recombinadas en laboratorio.

El éxito en la toma de muestras de superficie depende de la habilidad del operador para estabilizar el pozo produciendo a gastos bajos, manteniendo constantes las

condiciones del separador. Se requiere mantener un gasto de producción que disminuya el gradiente de presión en el pozo, con la finalidad de prevenir la condensación del líquido retrogrado en un pozo de gas o la liberación de gas en un pozo de aceite. Aunado a esto, el gasto debe ser lo suficientemente alto para prevenir la acumulación de líquidos en la tubería, es decir, se debe evitar el cabeceo del pozo (Santos, 2013).

El muestreo de superficie tiene las siguientes ventajas sobre el muestreo de fondo:

- Relativamente fácil, conveniente y menos costoso en comparación con el muestreo de fondo.
- Evita la producción diferida durante el tiempo de cierre en el periodo de toma de muestras de fondo.
- Evita las pérdidas que se tienen si la herramienta de muestreo de fondo se pierde.
- Aplica en los casos en que el agua ha invadido la zona productora.
- No requiere que el fluido esté en una sola fase.

Finalmente, en el muestreo superficial de fluidos existen factores que se tienen que considerar: el tiempo de muestreo, la identificación del cilindro en el que la muestra es colectada, la localización donde fue tomada la muestra, las condiciones de presión y temperatura de muestreo, así como contenido de componentes no hidrocarburos en la mezcla, por ejemplo, el H₂S. Un buen dimensionamiento del equipo de separación juega un papel fundamental en el muestreo en superficie, pues no contar con la capacidad suficiente en los separadores, el flujo no lo logrará estabilizarse, y datos de producción, como la RGA necesaria para la recombinación en laboratorio, no serán representativos del comportamiento del fluido producido.

1.2 Experimentos PVT.

Los *experimentos PVT (Presión – Volumen – Temperatura)* son diseñados para estudiar y cuantificar el comportamiento de fase y las propiedades del fluido de un yacimiento en condiciones de recuperación simuladas. La mayoría de las pruebas son experimentos de decremento, donde se reduce la presión del fluido de prueba (en una sola fase) sucesivamente, ya sea incrementando el volumen de fluido o removiendo parte de él (Danesh, 1998).

Danesh (1998) explica que el enfoque más sencillo para predecir el comportamiento de fase del fluido en un yacimiento es considerar que éste sólo tiene dos componentes: aceite y gas. Estos componentes, así como sus propiedades, se logran identificar mediante el flasheo (separación del gas del líquido) del fluido. El flasheo se da cuando se lleva el fluido de la presión del yacimiento a una presión menor a la de saturación (generalmente la atmosférica).

Con las propiedades de los fluidos obtenidas del estudio de fluidos de yacimiento, se predicen las condiciones óptimas de separación de los fluidos en la superficie. También, a partir de la composición de aceite en el yacimiento, se pueden calcular las propiedades de los fluidos en el separador y en el tanque de almacenamiento, a través del equilibrio líquido – vapor (Arévalo, 2012).

1.2.1 Experimento de Expansión a Composición Constante.

Pedersen et al. (2007) muestra el esquema de un experimento de expansión a composición constante, también conocido como *expansión a masa constante, vaporización o expansión flash*, en la **Figura 1-5**, correspondiente a un gas y condensado. Éste procedimiento también se puede realizar en aceite negro y volátil. Una cantidad fija del fluido del yacimiento es transferida a una celda cerrada en la cual la temperatura se mantiene constante, a menudo la del yacimiento, y la manipulación del volumen dentro de la celda se logra mediante un pistón móvil.

Este experimento brinda información acerca de la presión de saturación a temperatura de yacimiento, así como del volumen relativo de gas y aceite en el

yacimiento a diferentes etapas de la vida productiva del mismo. Pedersen et al. (2007) describen el procedimiento general del experimento, en el cual se mantiene la composición original del fluido durante su desarrollo:

- Se inicia a una presión mayor a la presión de saturación ($P_1 \gg P_{sat}$) y un volumen total inicial (V_{t1}); para un fluido del tipo gas y condensado la presión inicial es mayor a la presión de rocío, mientras que para una aceite, es mayor a la presión de burbuja.
- La presión en la celda se reduce paso a paso ($P_2 > P_{sat}$ y V_{t2}).
- Se alcanza la presión de saturación ($P_3 = P_{sat}$); dicha presión se encuentra gracias a la liberación de la primera gota de líquido o burbuja de gas, según corresponda. Tanto la presión como el volumen de fluido son medidas y registradas en cada paso, así como la presión de saturación.
- Al continuar con la disminución de la presión, se comienza a formar un sistema de dos fases ($P_4 < P_{sat}$) y V_{t4} (gas más aceite). En el caso del gas y condensado, se crea una fase líquida, mientras que para un aceite, la fase vapor es la que se libera.
- Se termina con una presión mínima para conocer el porcentaje de líquido y gas total.

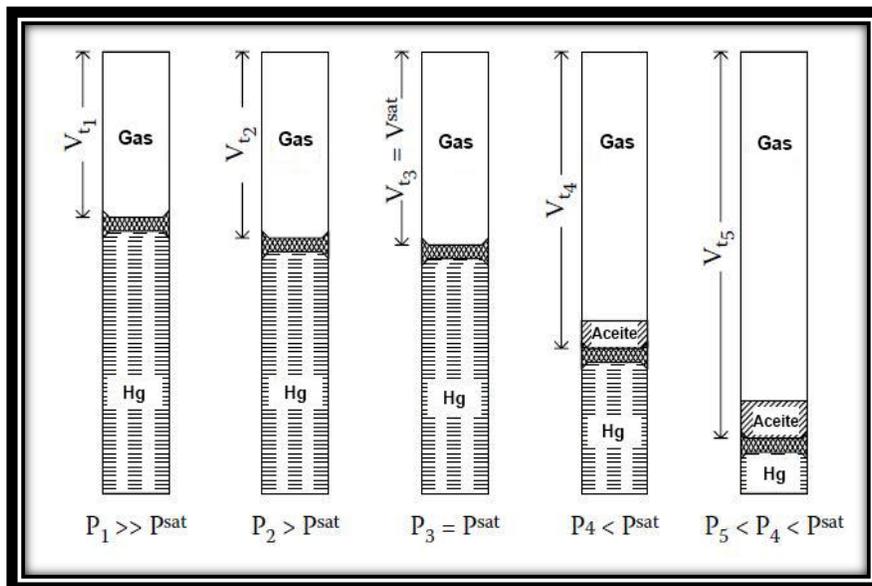


Figura 1-5 Representación del experimento PVT de expansión a composición constante (Modificado de Pedersen et al., 2007).

Para una mezcla de gas y condensado, se pueden obtener el factor de compresibilidad Z del gas por arriba de la presión de saturación. Por otro lado, la información que se puede obtener para un aceite es su compresibilidad isotérmica y su densidad, ambas reportadas arriba de la presión de saturación.

1.2.2 Experimento de Agotamiento a Volumen Constante.

Este experimento implica introducir una cantidad fija de fluido de yacimiento, ya sea de gas y condensado o de aceite volátil (sólo aplica para estos dos tipos de fluidos), en una celda a una temperatura constante, generalmente la del yacimiento. La celda PVT está equipada con una válvula en la parte superior, la cual permite el agotamiento del gas durante el experimento (Pedersen et al., 2007). La **Figura 1-6** ilustra la secuencia del experimento para el caso de un fluido de tipo gas y condensado.

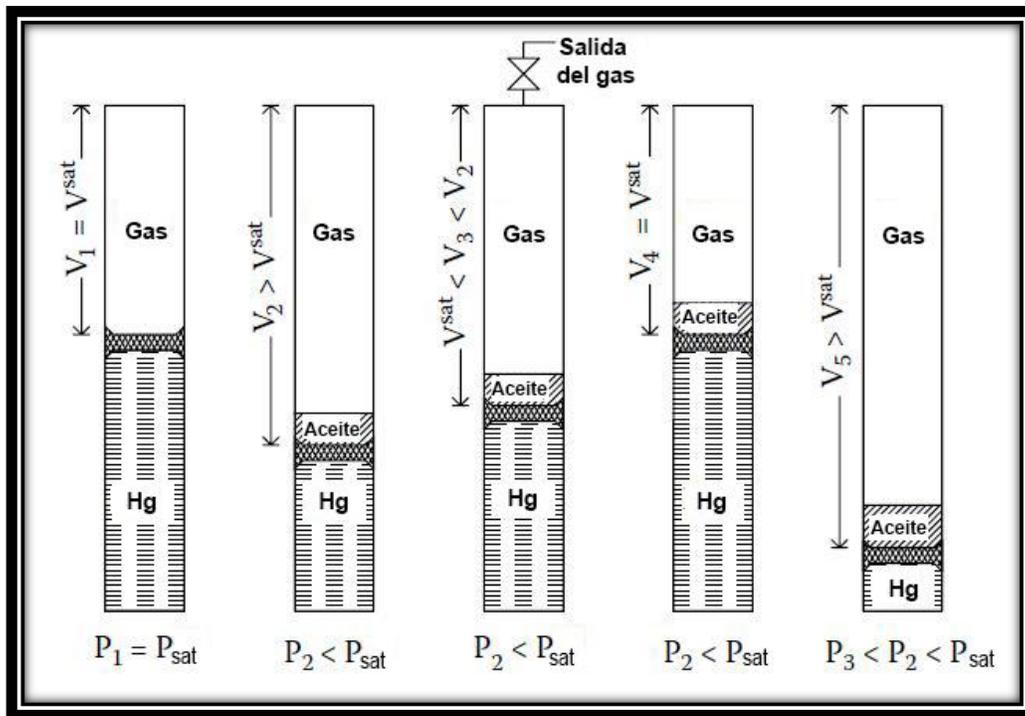


Figura 1-6 Representación del experimento PVT de agotamiento a volumen constante (Modificado de Pedersen et al., 2007).

- El experimento inicia a partir de la presión de saturación ($P_1 = P_{sat}$), a la cual se registran ésta y el volumen del fluido ($V_1 = V_{sat}$).

- El volumen de fluido se incrementa dentro de la celda debido al decremento de presión, formándose así un sistema de dos fases (gas y aceite). En este paso la $P_2 < P_{\text{sat}}$ y V_2 (aceite más gas) $> V_{\text{sat}}$.
- Luego, el volumen se disminuye dentro de la celda hasta obtener el volumen inicial ($V_4 = V_{\text{sat}}$), dejando salir la cantidad de gas necesaria para ello a través de la válvula. Esto se realiza a presión constante ($P_2 < P_{\text{sat}}$).
- Continúa el decremento de presión hasta la presión que sea requerida ($P_3 < P_2 < P_{\text{sat}}$) para obtener la segunda fase en su totalidad ($V_5 > V_{\text{sat}}$).

De este experimento se pueden obtener diferentes propiedades: el porcentaje de volumen de líquido a presiones menores a la de saturación, la cantidad de moles extraídos de la celda como porcentaje del volumen de gas inicial, el factor de compresibilidad Z a condiciones de celda, la viscosidad del gas (usualmente calculada) y la composición molar del gas liberado en cada etapa del experimento (Pedersen et al., 2007).

1.2.3 Experimento de Separación Diferencial.

El experimento PVT de separación diferencial, también denominada *vaporización, expansión o liberación diferencial*, almacena una muestra de aceite negro (aplica únicamente para este tipo de fluido) a temperatura constante de yacimiento.

En la **Figura 1-7** se muestra el esquema del procedimiento del experimento. Este comienza con el fluido confinado a la presión de saturación ($P_1 = P_{\text{sat}}$). Luego, se inicia con los decrementos de presión en la celda; se registran los datos de presión y volumen (por ejemplo, cuando la $P_2 < P_{\text{sat}}$). En cada etapa, todo el gas liberado, resultado del decremento específico de presión, se extrae por la válvula a presión constante ($P_2 < P_{\text{sat}}$ y $V_3 = V_2 = V_{\text{sat}}$), quedando únicamente a la presión correspondiente el volumen de líquido en la celda con su gas disuelto. Los pasos se repiten hasta alcanzar la presión atmosférica.

La separación diferencial tiene como propósito generar información acerca de los cambios volumétricos que toman lugar en la producción de un pozo a condiciones estándar (Pedersen et al., 2015).

Las propiedades de las cuales se obtiene información son:

- *Factor de volumen de formación del aceite, B_o* : este se obtiene de dividir el volumen de aceite a una presión determinada entre el volumen de aceite residual en la celda (a condiciones estándar).
- *Relación de solubilidad, R_s* : se obtiene de dividir el total de gas liberado en etapas de menor presión que la actual, entre el volumen del aceite residual en la celda, ambos a condiciones estándar.
- *Densidad del aceite a condiciones de celda.*
- *Factor de volumen de formación del gas, B_g* : el valor de este parámetro se obtiene de dividir el volumen de la cantidad de gas a la presión actual en la celda, entre el volumen de la misma cantidad de gas extraída, pero a condiciones estándar.
- *Factor de compresibilidad del gas Z* : se obtiene a condiciones de celda.
- *Densidad relativa del gas*: resulta de dividir el peso molecular del gas liberado entre el peso molecular del aire a condiciones estándar.

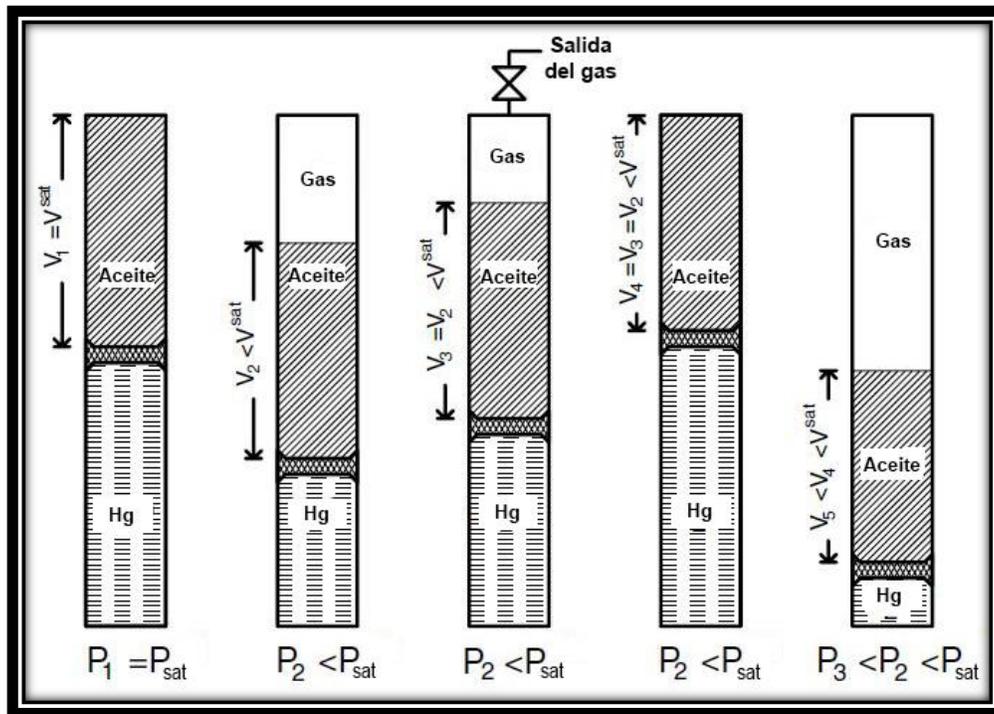


Figura 1-7 Representación del experimento PVT de separación diferencial (Modificado de Pedersen et al., 2007).

1.2.4 Prueba de Separador.

Los experimentos de separador se llevan a cabo tanto para mezclas de aceite como para gas y condensado. En estas pruebas, un volumen conocido de fluido de yacimiento se coloca en una celda para análisis PVT, iniciando a su presión de saturación y a temperatura de yacimiento. Posteriormente, el fluido es llevado hacia su primer etapa de separación, tal como se muestra en la **Figura 1-8**, donde el gas liberado es llevado a condiciones estándar y su volumen es medido. El líquido resultado del flasheo en el separador, es llevado a la última etapa de separación, la cual es habitualmente el tanque de almacenamiento.

Arévalo (2012) describe que generalmente una prueba de separador consta de dos etapas, es decir, de un separador y tanque de almacenamiento. Es de distinguirse que así se les denomina a las celdas PVT posteriores, pues las temperaturas del separador y del tanque de almacenamiento en laboratorio son las que representan las condiciones promedio del campo; el tanque de almacenamiento está siempre a presión atmosférica, mientras que la presión del separador es seleccionada por el operador.

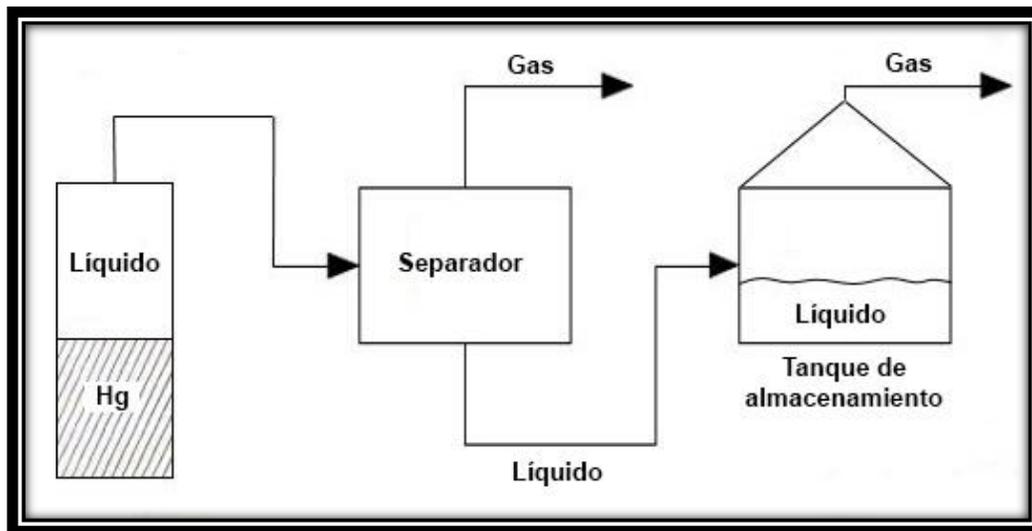


Figura 1-8 Representación esquemática de una prueba de separador (dos etapas).

Los parámetros que se pueden obtener de este experimento PVT son:

- *Composición molar del gas en cada etapa de separación.*
- *Densidad relativa del gas en cada etapa de separación.*
- *Densidad relativa del aceite a condiciones de tanque de almacenamiento.*
- *Relación gas – aceite en el separador:* es la relación entre el volumen de gas liberado a condiciones estándar en dicho separador y el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento (a condiciones estándar).
- *Factor de volumen de formación del aceite en el separador, B_o :* expresa el volumen de aceite en la etapa de separación actual, dividido entre el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento (@c.e.).

1.2.5 Experimento de Viscosidad.

Pedersen et al. (2007) explican que el propósito de este experimento es medir la viscosidad del aceite a una temperatura constante, generalmente la del yacimiento, a una presión decreciente. El aparato frecuentemente utilizado para llevar a cabo esta prueba es el viscosímetro de canica, donde la viscosidad está relacionada con el tiempo que se tarda una canica de acero, de un peso y diámetro establecidos, en caer desde la parte superior de un cilindro de cristal lleno con el fluido bajo investigación.

Por su parte, la viscosidad del gas se determina con mayor frecuencia mediante correlaciones (Pedersen et al., 2007).

1.3 Equilibrio de Fases.

Danesh (1998) explica que la producción de los fluidos de un yacimiento está acompañada con variaciones en la composición, presión y temperatura. Esto lleva a cambios en las propiedades del fluido, pero también a la formación de nuevas fases. Los cambios dentro del yacimiento son relativamente lentos con una adecuada estrategia de explotación, por lo que es razonable asumir que las fases coexistentes, en cualquier punto del yacimiento, están en equilibrio.

Las condiciones bajo las cuales pueden existir las diferentes fases son una cuestión de gran importancia en el diseño de instalaciones de separación en superficie y el desarrollo de modelos composicionales (Ahmed, 2010). Por lo tanto, el asunto se reduce a la determinación de las condiciones de equilibrio para un sistema multicomponente.

1.3.1 Presión de Vapor.

Ahmed (2010) menciona que entender la relación entre la presión, temperatura y el volumen de componentes puros puede proporcionar una excelente base para comprender el comportamiento de fase de mezclas multicomponentes de hidrocarburos.

Considere un recipiente cerrado, parcialmente lleno de un fluido en su estado líquido. Las moléculas están en constante movimiento, pero cuando una de estas alcanza la superficie del líquido, puede llevar la suficiente energía cinética para superar las fuerzas de atracción ejercidas por el líquido, logrando pasar al espacio de fase vapor (encima del líquido). A medida que las moléculas en la fase vapor aumentan, también lo hacen las que regresan al líquido (por la pérdida de energía), hasta alcanzar un estado de equilibrio. Las moléculas de la fase vapor ejercen presión sobre las paredes del recipiente, denominada *presión de vapor*, p_v . A medida que se incrementa la temperatura dentro del recipiente, la presión de vapor aumenta.

Las expresiones siguientes, donde p es la presión ejercida sobre el componente, son válidas para una temperatura del sistema debajo de la temperatura crítica de la sustancia:

- $p < p_v \rightarrow$ el sistema se encuentra en fase vapor.
- $p > p_v \rightarrow$ el sistema se encuentra en fase líquida.
- $p = p_v \rightarrow$ vapor y líquido coexisten en equilibrio.

1.3.2 Relaciones de Equilibrio.

En un sistema multicomponente, la relación de equilibrio, K_j , para un componente dado está definida como la relación de la fracción mol del componente en la fase

gas (vapor), y_j , a la fracción mol del componente en la fase líquida, x_j . La Ecuación 1-1 expresa dicha relación:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j} \quad 1-1$$

A bajas presiones, las leyes de Raoult y Dalton proveen las relaciones de equilibrio para soluciones (fluidos) ideales. La ley de Raoult establece que la presión parcial, p_j , de un componente puro, es igual a la fracción mol en la fase líquida, x_j , multiplicado por la presión de vapor de dicho componente, como se muestra en la Ecuación 1-2.

$$p_j = x_j * p_{vj} \quad 1-2$$

Donde:

p_j = presión parcial del componente j , lb/pg^2 .

p_{vj} = presión de vapor del componente j , lb/pg^2 .

x_j = fracción mol del componente j en el líquido.

Por su parte, la ley de Dalton (Ecuación 1-3), dice que la presión parcial de un componente es igual al producto de la fracción mol en la fase gas (y_j) del componente por la presión total del sistema, p , en lb/pg^2 :

$$p_j = y_j * p \quad 1-3$$

Igualando las Ecuaciones 1-2 y 1-3, y reacomodando términos se obtiene la Ecuación 1-4.

$$\frac{y_j}{x_j} = \frac{p_{vj}}{p} = K_j \quad 1-4$$

La Ecuación 1-4 muestra que para soluciones ideales, la relación de equilibrio es solo función de la presión del sistema y de la temperatura (la presión de vapor es función de la temperatura). Sin embargo, al no involucrar la composición, resulta

necesario modificar las ecuaciones para que se adapten al comportamiento real de la mezcla de hidrocarburos durante su producción.

En la **Figura 1-9** se muestra la representación del proceso de separación de fluidos, en donde se involucra el número de moles totales de la mezcla (n) que alimenta el separador, así como la fracción mol de cada uno de los componentes presentes (z_j).

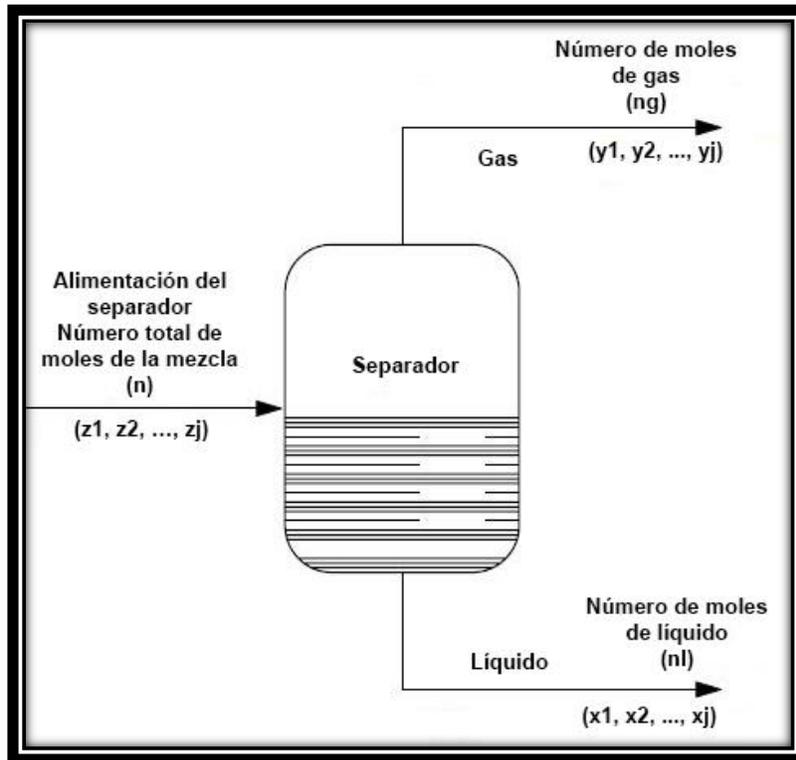


Figura 1-9 Principio de separación de una mezcla de hidrocarburos (Modificado de Pedersen et al., 2007).

Después de separarse el gas del líquido (flasheo), el líquido y el gas salen del separador con un número de moles de líquido (n_l) y un número de moles de gas (n_g), respectivamente. En ambas corrientes de salida, tanto de gas como de aceite, se pueden determinar las fracciones mol de cada componente, relacionando las variables por medio de un balance de materia.

Por definición, el número total de moles en la mezcla es igual al número de moles en el líquido más el número de moles en la fase gas (Ecuación 1-5), en $lb_m - mol$:

$$n = n_l + n_g \quad 1-5$$

Por otro lado, la Ecuación 1-6 expresa que la fracción mol del componente j en la mezcla total es igual a la suma de la fracción mol del componente en el líquido y la fracción mol del componente en el gas:

$$z_j = x_j + y_j \quad 1-6$$

Relacionando la Ecuación 1-5 y la Ecuación 1-6, se tiene que:

$$z_j * n = (x_j * n_l) + (y_j * n_g) \quad 1-7$$

Donde $z_j * n$ es el número de moles del componente j en la mezcla, $x_j * n_l$ es el número de moles del componente j en la fase líquida, y $y_j * n_g$ es el número de moles del componente j en la fase vapor. Para realizar los cálculos de equilibrio de fases es conveniente tomar como base 1 $lb_m - mol$ de la mezcla. Por lo tanto la Ecuación 1-7 queda como:

$$z_j = (x_j * n_l) + (y_j * n_g) \quad 1-8$$

Despejando y_j de la Ecuación 1-1, y sustituyendo en la Ecuación 1-8 se tiene:

$$z_j = (x_j * n_l) + [(x_j * K_j) * n_g] \quad 1-9$$

Despejando x_j se tiene:

$$x_j = \frac{z_j}{n_l + (n_g * K_j)} \quad 1-10$$

Sabiendo que $n_l = 1 - n_g$, se sustituye en x_j , y simplificando se obtiene:

$$x_j = \frac{z_j}{[1 + n_g(K_j - 1)]} \quad 1-11$$

Para el caso de y_j , el resultado es:

$$y_j = \frac{z_j}{\left[1 + n_l \left(\frac{1}{K_j} - 1\right)\right]} \quad 1-12$$

Por definición, $\sum_{j=1}^n x_j = 1$, $\sum_{j=1}^n y_j = 1$ y $\sum_{j=1}^n z_j = 1$, por lo tanto:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left[1 + n_g (K_j - 1)\right]} = 1 \quad 1-13$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left[1 + n_l \left(\frac{1}{K_j} - 1\right)\right]} = 1 \quad 1-14$$

Las Ecuaciones 1-13 y 1-14 se resuelven mediante ensayo y error, proponiendo valores, ya sea para n_g o n_l .

Las ecuaciones previamente desarrolladas proporcionan las relaciones entre fases necesarias para realizar cálculos volumétricos y composicionales en un sistema de hidrocarburos, denominados *cálculos flash* (Ahmed, 2010).

2. SEPARACIÓN CONVENCIONAL DE FLUIDOS.

En la industria petrolera, el objetivo principal del sistema de separación es lograr separar la producción del pozo en tres componentes denominados “fases”, las cuales son: agua, gas y aceite. El cumplimiento de este fin estará en función de las propiedades de los hidrocarburos, así como de condiciones operativas determinadas.

Resulta importante y conveniente la separación de las fases de los fluidos producidos a causa de razones técnicas y económicas, pero además existen condiciones operativas que influyen en la necesidad de la separación, las cuales son (Villalobos, 2011):

- Al manejar gastos de fluidos provenientes de distintos pozos, los cuales tienen diferentes propiedades y comportamientos, se pueden generar dificultades operativas en los sistemas de recolección y transporte de crudo al mezclarse dichos gastos.
- Se dificulta el poder bombearlos o comprimirlos.
- El almacenamiento de líquidos y gases mezclados es difícil y muy costoso por requerir de vasijas de características especiales en presión y seguridad.
- Los fluidos producidos contienen agua salada y presentan problemas de corrosión, depósitos e incrustaciones de carbonatos y sulfatos de calcio (principalmente en los oleoductos), lo cual llega a taponar o disminuir el área de flujo.
- Se facilita la medición por fases, ya que en la actualidad se encuentran en fase de perfeccionamiento las mediciones en tiempo real con los dispositivos existentes.
- Es más eficiente y económico el aprovechamiento del proceso del gas y crudo separados en la obtención de los productos petrolíferos y petroquímicos finales.
- Su entrega como materia prima se efectúa en corrientes separadas.
- La venta de hidrocarburos como materia prima se efectúa por fases separadas (como la razón más importante).

En los campos petroleros donde no se cuenta con un equipo de separación adecuado y donde además se quema el gas producido, una cantidad significativa de los componentes ligeros del aceite son arrastrados por la corriente de gas, generando así la quema y pérdidas del aceite de mayor valor comercial (aceite ligero).

2.1 Equipos de Separación.

Entre los equipos de separación más utilizados en la industria petrolera se encuentran los siguientes:

Separadores.

Arnold y Stewart (2008) definen a los separadores como dispositivos mecánicos, los cuales son vasijas generalmente de metal, construidas para operar a presión, donde el gas es separado de los líquidos y el agua libre es separada del aceite, de tal manera que las fases salgan estabilizadas, para así poder cumplir con los criterios de venta.

Separadores a Baja Temperatura.

Szilas (1986) plantea que si la corriente proveniente del pozo es enfriada a una menor temperatura antes de entrar al separador, la separación producirá gas seco y líquidos ricos en condensados, lo cual facilitará su transporte (del gas seco) y la recuperación de los componentes más valiosos de la mezcla (condensados), respectivamente. Realizar la tarea anterior corresponde al dispositivo que se muestra en la **Figura 2-1**.

Eliminadores.

El diseño esquemático del eliminador (de gas) se muestra en la **Figura 2-2**. En esta unidad, la velocidad de flujo del crudo cae a un valor ligeramente menor que la velocidad crítica de liberación de las burbujas de gas, lo que permite que puedan salir y acumularse en el domo del dispositivo, presionando el nivel de aceite. Cuando el flotador se hunde lo suficiente, permite que el gas escape a la atmósfera (Szilas, 1986).

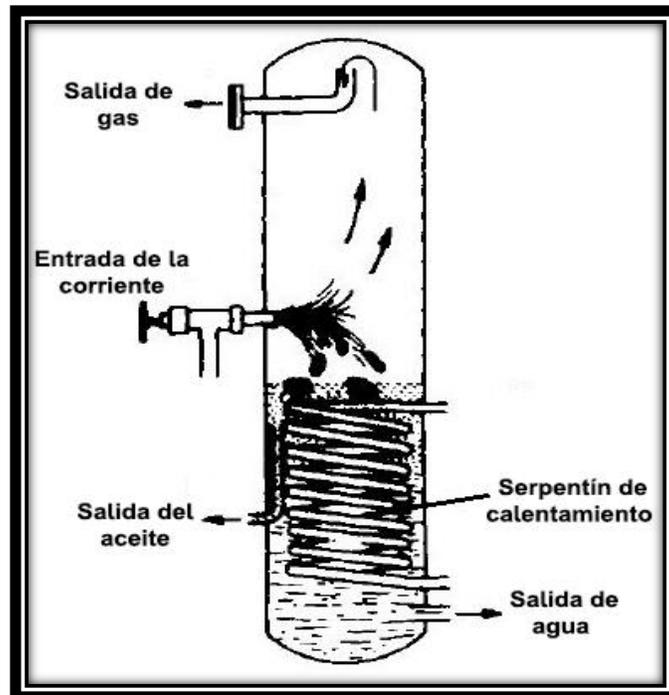


Figura 2-1 Esquema de separador a baja temperatura (Modificado de Szilas, 1986).

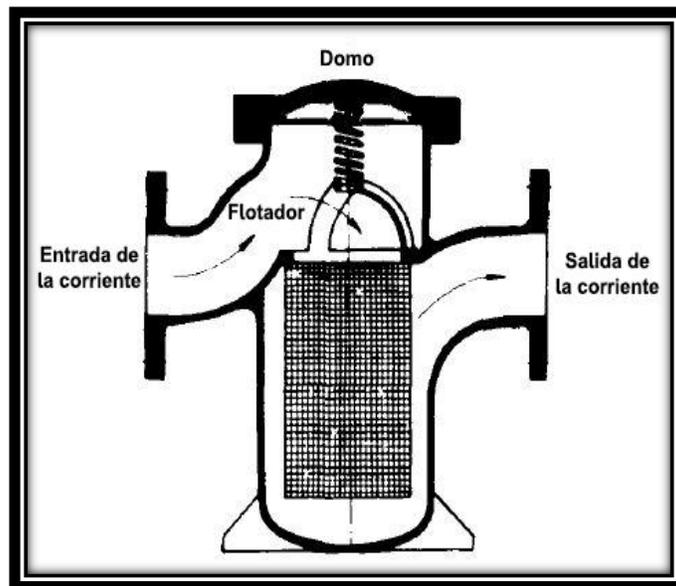


Figura 2-2 Esquema de un eliminador (Modificado de Szilas, 1986).

Depuradores.

Arnold et al. (2008) lo definen como otro tipo de separador que se utiliza frecuentemente para flujos con alta relación gas-líquido. Son diseñados para separar las pequeñas gotas de líquido suspendidas en la corriente de gas, pues a menudo no son eliminadas por un separador convencional. Otra de sus funciones

es eliminar partículas sólidas de la corriente de gas. Los depuradores, como el que se muestra en la **Figura 2-3**, son comúnmente utilizados antes de la entrada a los compresores, con la finalidad de protegerlos del daño que puedan causar las impurezas arrastradas por la corriente.

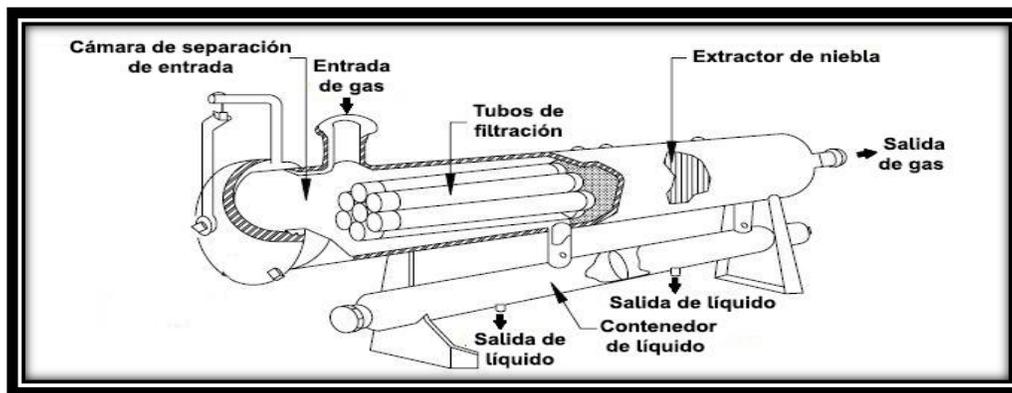


Figura 2-3 Esquema de un depurador (Modificado de Arnold et al., 2008).

2.2 Materiales.

Los separadores fabricados bajo la especificación API 12J deberán cumplir con los requerimientos de materiales estipulados en la última edición del código ASME (American Society of Mechanical Engineers).

La selección del material para fluidos corrosivos debe basarse en una revisión de las publicaciones del API (American Petroleum Institute) o la NACE (National Association of Corrosion Engineers) para materiales conforme a lo mencionado en el párrafo anterior. Al momento de la selección se debe considerar el peso del material, el agrietamiento por ácido sulfhídrico o clorhídrico, así como otras formas de corrosión.

Las consideraciones de corrosión para los separadores fabricados bajo esta especificación (API 12J) deberán ser para las partes a presión que contiene únicamente el separador. Las consideraciones de corrosión para los internos del separador (partes sin presión) son un acuerdo mutuo entre el fabricante y el comprador y no una parte de esta especificación.

2.3 Clasificación de los Separadores.

Villalobos (2011) menciona que los separadores se diseñan y construyen de acuerdo con las características de los hidrocarburos. A continuación se presentan las clasificaciones más comunes para facilitar la identificación de los separadores que existen en la industria petrolera:

- a) ***Por etapas de separación:*** el número de etapas de separación depende de factores como: presión en la cabeza del pozo, relación gas-aceite, energía del yacimiento, disponibilidad de equipo de compresión, necesidad de estabilizar el aceite y el gas, entre otros. Por lo tanto, los separadores se dividen en:
- ◆ Primera etapa.
 - ◆ Segunda etapa.
 - ◆ Tercera etapa o más.

Las razones por las cuales se requiere más de una etapa de separación son diversas. Fazaelizadeh, Mirhaj, Bahari-Moghadam, Bahonar y Chen (2010) señalan que a medida que la corriente fluye del yacimiento a la superficie, ésta experimenta cambios en la presión y temperatura, además de que la turbulencia generada en la TP causa que las fases presentes sean mezclas constantemente. Si el número de separadores entre la cabeza del pozo y el tanque de almacenamiento se incrementa, se obtendrá una mayor cantidad de aceite, que a su vez, será de mayor calidad.

Choi (1990) expone que durante la vida útil de un sistema de producción, se espera que el separador pueda procesar una amplia cantidad de fluidos producidos. En fenómenos como la irrupción generada por la inyección de agua, o la expansión del gas utilizado en el BN, tanto la producción de agua como la relación gas-aceite siempre están cambiando, respectivamente. En muchos casos, las cargas de líquido generadas en el separador pueden exceder la capacidad diseñada originalmente, requiriendo consecuentemente más de una etapa de separación.

b) **Por su forma o diseño:** existen condiciones y características de los fluidos a separar que determinan cuales separadores son los apropiados para cada caso:

- Verticales.
- Horizontales.
 - De un barril.
 - De dos barriles.
- Esféricos.

Las configuraciones de cada uno de ellos se describen más adelante.

c) **Por fases:** dependiendo de las distintas circunstancias de equipamiento, contenido de agua y sólidos en la mezcla, los separadores se pueden dividir en:

- Dos fases o convencionales:
 - Verticales.
 - Horizontales.
 - Esféricos.
- Tres fases, trifásicos o tratadores:
 - Verticales.
 - Horizontales.

Los separadores de dos fases se encargan de separar el gas de la corriente total de líquido, mientras que el trifásico también separará la corriente de líquido en sus componentes de petróleo y agua.

d) **Por rango de presión de operación:** Arévalo (2012) plantea que normalmente cuando se separa por etapas, se inicia con presiones altas y se van graduando a presiones sucesivas más bajas, para poder así cumplir el objetivo principal de obtener la máxima cantidad de líquido en el tanque de almacenamiento. De tal manera que los separadores se clasifican en:

- Alta presión.
- Presión intermedia.
- Baja presión.

e) **Por su función:** en el proceso de producción se requieren conocer las aportaciones de los pozos, tanto de manera individual como en conjunto, por lo que los separadores se clasifican en:

- ◆ De medición.
- ◆ De producción general o de grupo.

2.4 Descripción de un Separador.

Los separadores convencionales, en sus diferentes configuraciones, operan con los mismos principios y su aplicación sólo depende de las características de los fluidos a separar, de su ubicación y de la disponibilidad de espacios. Independientemente de su forma o diseño, los separadores en su interior constan de cuatro secciones principales como se muestra en la **Figura 2-4** (Villalobos, 2011):

- a) Sección de separación primaria: generalmente se encuentra en la parte media de la vasija. Es donde se presenta el mayor porcentaje de separación del gas debido a un cambio de la dirección del flujo. La separación en esta sección se efectúa por distintos medios: expansión brusca (separación flash); por el choque de la mezcla con una placa desviadora a la entrada del separador, se separan las moléculas de gas y líquido; por centrifugación o ciclón, al existir una entrada tangencial, se induce una fuerza centrífuga al flujo que hace que los líquidos se adhieran a la pared y resbalen al fondo.
- b) Sección de separación secundaria: es donde se extraen las partículas de líquido de la corriente de gas. La corriente de gas separada viaja hacia la parte superior, lo cual debe ocurrir a baja velocidad para minimizar la turbulencia que pudiera arrastrar partículas aisladas de líquido. La baja velocidad a su vez favorece el fenómeno de coalescencia, en el que las partículas mayores absorben a las menores, formando gotas cada vez más grandes, las cuales consecuentemente caen por gravedad (principal mecanismo de separación). La eficiencia de la separación depende principalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del tamaño de las gotas de líquido y del grado de turbulencia.

- c) Sección de extracción de niebla: se ubica en la parte superior antes de la salida del gas y es aquí donde se separan las pequeñas gotas de líquido que no se lograron eliminar en las secciones previas. El mecanismo de separación es el efecto de choque y/o fuerza centrífuga provocada por un extractor de niebla en cualquiera de sus diseños: una serie de placas, una almohadilla de alambre entretrejido o un dispositivo centrífugo. Con el extractor se logran captar las pequeñas gotas de líquido (normalmente menores a 10 micras de diámetro), donde por efectos de coalescencia se forman gotas más grandes, que posteriormente se drenan y caen a la sección de acumulación de líquidos.
- d) Sección de almacenamiento de líquidos: se encuentra en la parte inferior de la vasija y es donde se acumulan de manera temporal los líquidos ya libres de gases. Debe tener la suficiente capacidad para permitir el manejo de baches de líquido, así como proveer el tiempo de retención necesario para la separación eficiente del gas. Esta sección debe contar con la instrumentación adecuada de seguridad: controlador e indicador de nivel, flotador y válvula de descarga. Finalmente, tiene que estar dispuesta de tal manera que el líquido acumulado no sea arrastrado nuevamente por la corriente de gas, es decir, se debe evitar el fenómeno de reentrada.

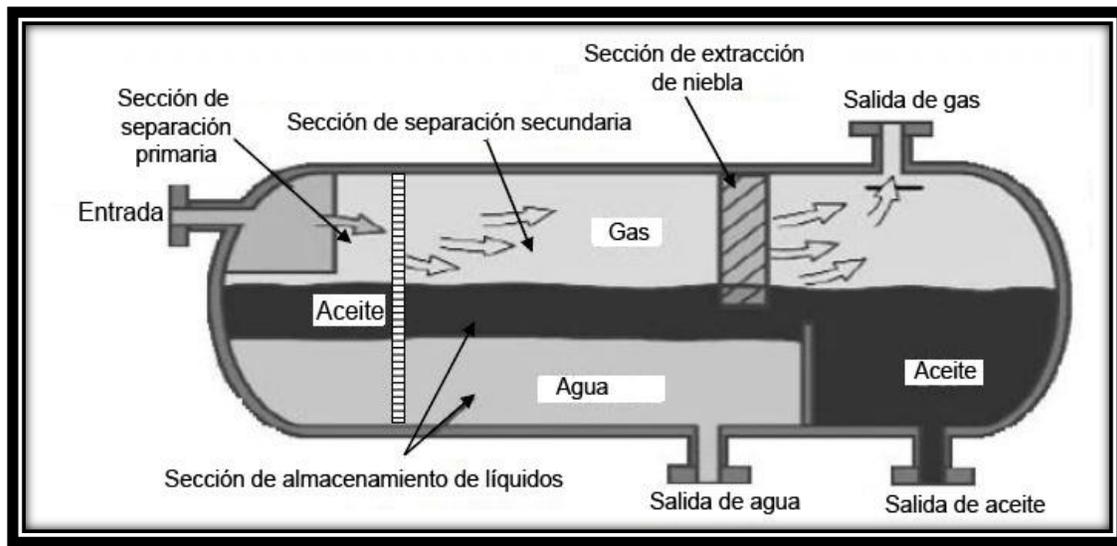


Figura 2-4 Principales secciones de un separador (Modificado de Lu, Greene y Agrawal, 2009).

2.4.1 Configuraciones básicas de un separador.

Los separadores son diseñados y fabricados en forma horizontal, vertical y esférica, y en otras configuraciones más complejas. Cada configuración tiene sus ventajas específicas y limitaciones (Arnold et al., 2008).

Separador Horizontal.

Normalmente son operados con la mitad de volumen ocupado por los líquidos, lo que permite maximizar el tamaño del área de la interfase gas-líquido. Los separadores horizontales son más pequeños, y por tanto, más baratos que los verticales para un gasto dado de gas y líquido. Son utilizados comúnmente para corrientes de flujo con alta relación gas-líquido y para crudo espumoso. La **Figura 2-5** muestra un separador horizontal trifásico.

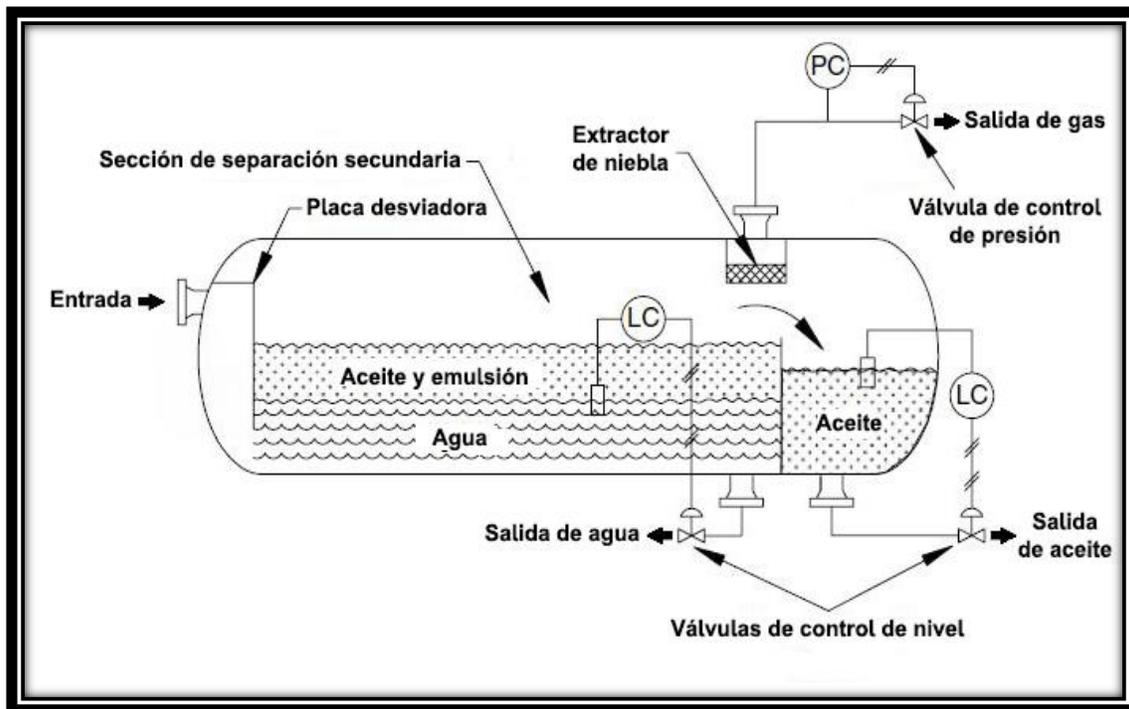


Figura 2-5 Esquema de un separador horizontal trifásico (Modificado de Arnold et al., 2008).

Separador Vertical.

Este tipo de separadores, como el que se muestra en la **Figura 2-6**, son comúnmente utilizados para corrientes de flujo con relaciones gas-líquido de bajas a intermedias. Son muy adecuados para la producción que contiene arena y otros sedimentos, ya que están equipados con un cono falso de fondo para manejar la producción de arena.

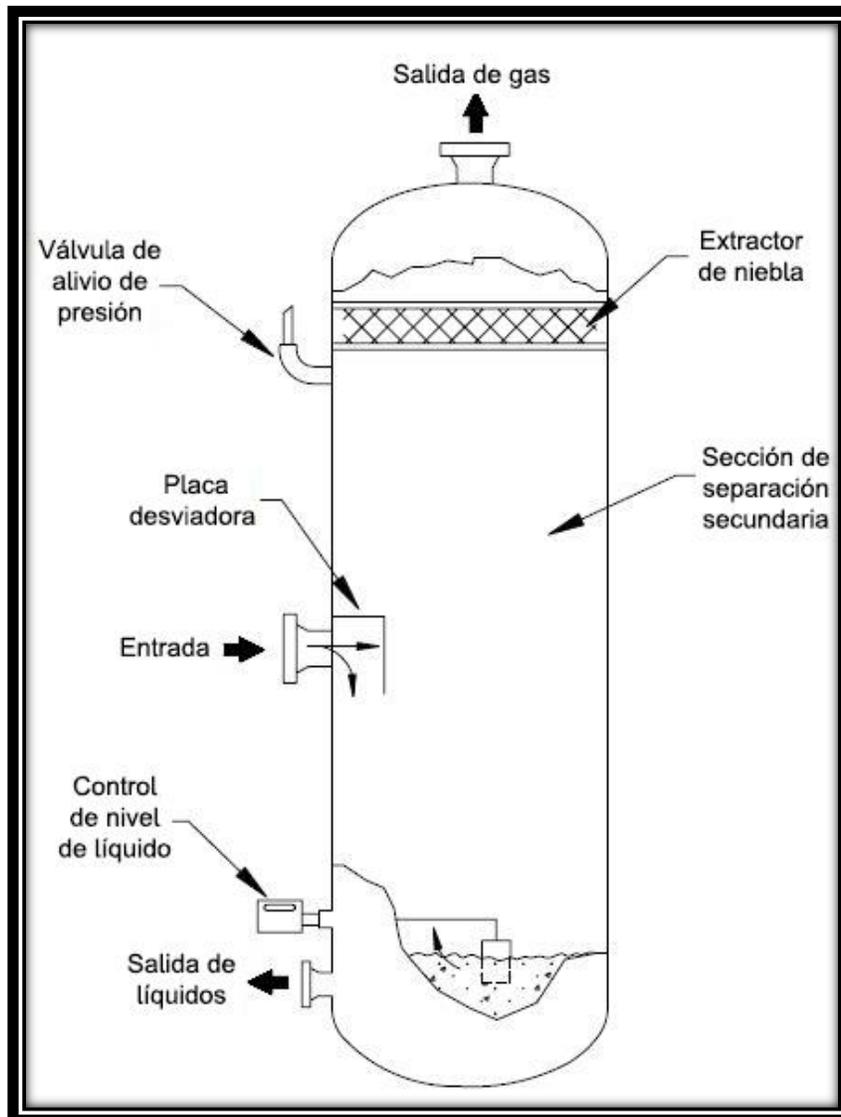


Figura 2-6 Esquema de un separador vertical (Modificado de Arnold et al., 2008).

Separador Esférico.

Estos separadores, como el de la **Figura 2-7**, fueron diseñados originalmente para tomar y reunir las ventajas de los separadores horizontales y verticales. Sin embargo, en la práctica presentan las peores características y son muy difíciles de operar. Pueden ser muy eficientes desde el punto de vista de manejo de presión, pero tienen capacidad limitada para el manejo del oleaje y facilitan la reincorporación de líquido a la corriente de gas separado, además, su fabricación es la más complicada.

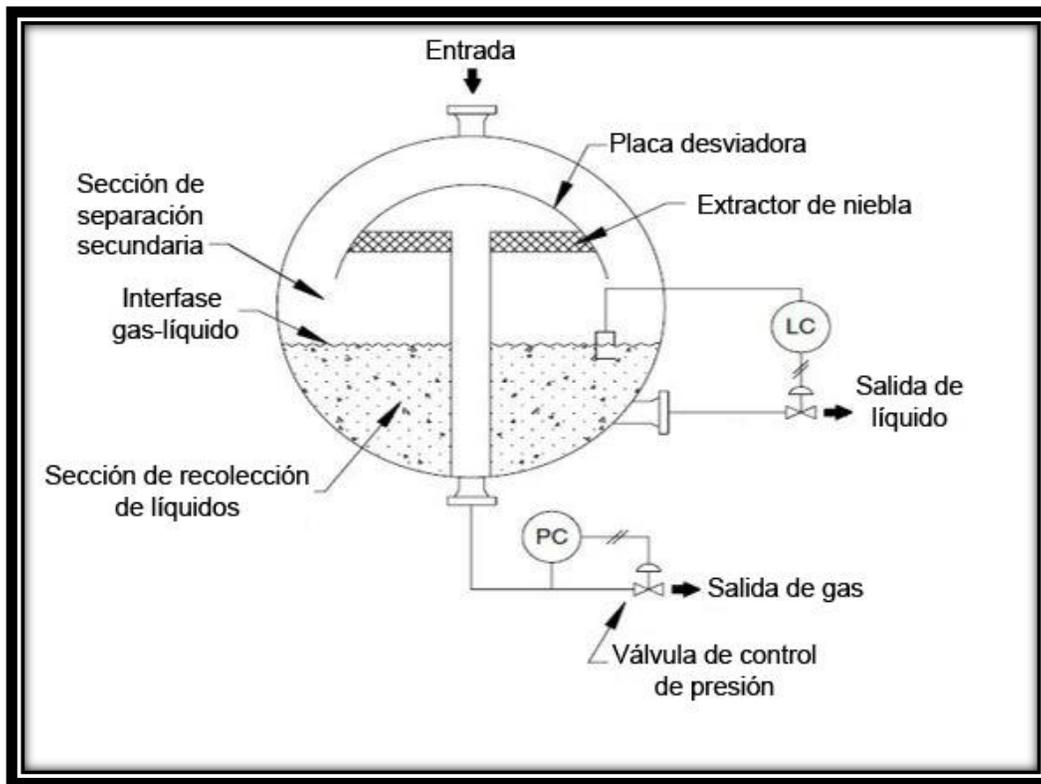


Figura 2-7 Esquema de un separador esférico (Modificado de Arnold et al., 2008).

2.4.2 Configuraciones Especiales.

Slug catcher.

Es un caso especial de un separador gas-líquido de dos fases que es diseñado para manejar grandes volúmenes de gas y baches de líquido. Desde que los sistemas de recolección están diseñados para transportar principalmente gas, la presencia de líquido restringe el flujo y genera grandes caídas de presión. Lo anterior hace necesaria la limpieza de la tubería mediante las denominadas “corridas de diablo”.

Los líquidos barridos por el diablo son manejados mediante los “dedos” que los conducen al contenedor inferior. Posteriormente los líquidos serán transportados al FWKO (FreeWater KnockOut), tal como se observa en la **Figura 2-8**.

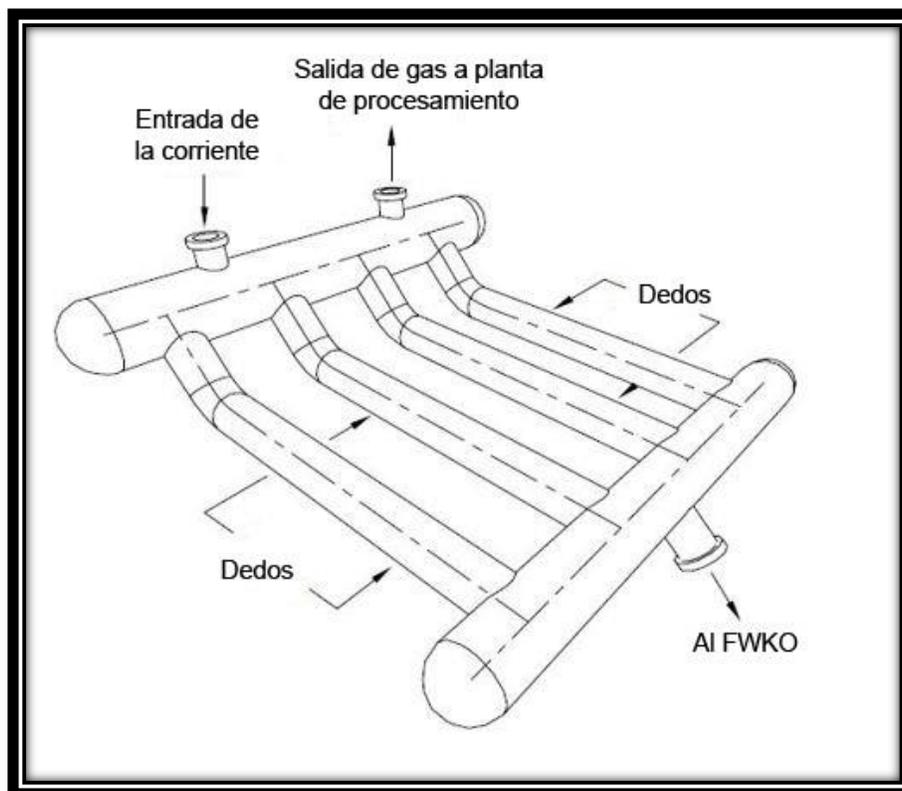


Figura 2-8 Esquema de un Slug catcher (Modificado de Arnold et al., 2008).

Separador horizontal de dos barriles.

Arnold et al. (2008) mencionan que son dispositivos comúnmente empleados donde hay altos gastos de gas y hay posibilidad de la presencia de grandes baches de líquido. Como se muestra en la **Figura 2-9**, el gas fluye a través de la sección de separación secundaria, mientras que los líquidos se drenan a través de las líneas de flujo al barril inferior. De esta manera, el líquido acumulado se separa de la corriente de gas de modo que no haya ninguna posibilidad de que las altas velocidades de esta última provoquen la reentrada del líquido que fluye en la interfase.

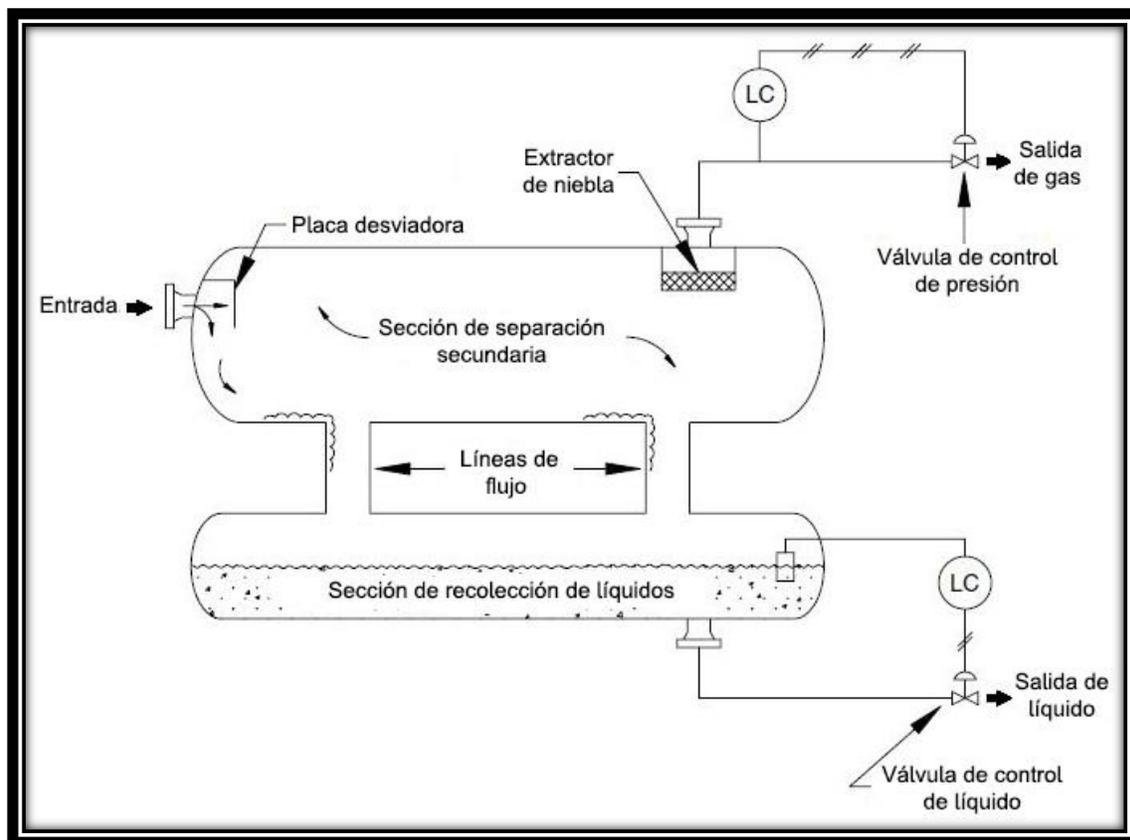


Figura 2-9 Secciones de un separador horizontal de dos barriles (Modificado de Arnold et al., 2008)

Separador con bota para alojar líquidos.

Su configuración consta de un separador de un solo barril y a la salida cuenta con una “bota”. Las pequeñas cantidades de líquido en el fondo fluyen hacia el final de la bota, la cual proporciona la sección de recolección de líquidos. Estas vasijas no tienen tanta capacidad en el manejo de líquido como las de doble barril, es por ello que son utilizadas cuando se presentan muy bajos gastos de líquido. En la **Figura 2-10** se muestra el esquema de este tipo separador.

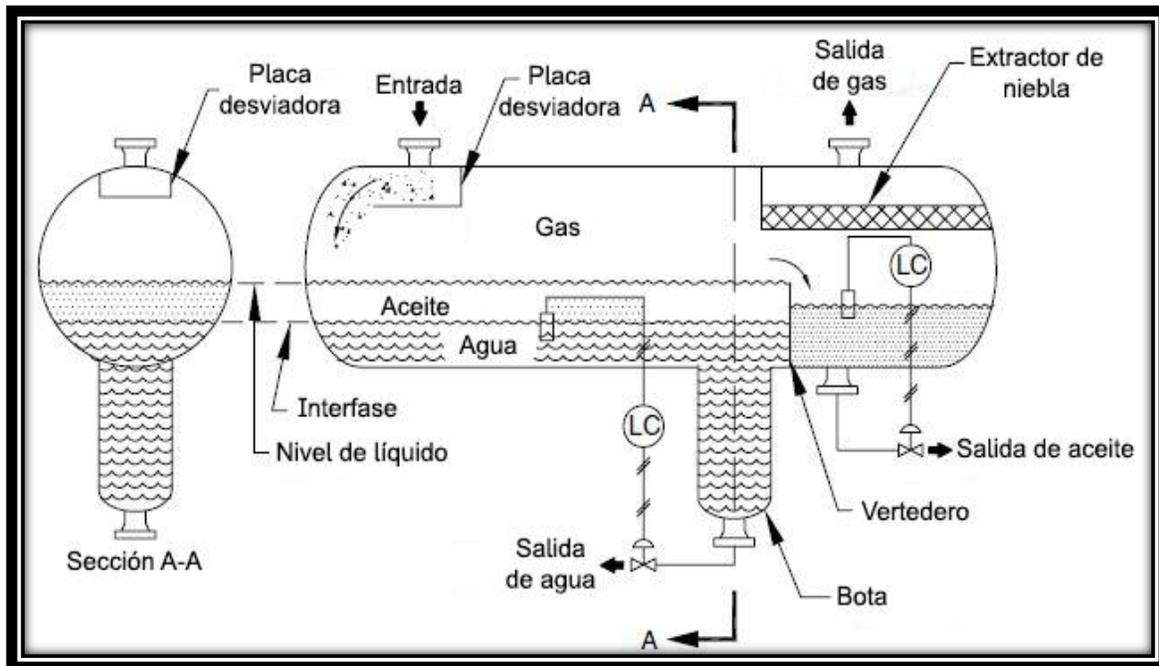


Figura 2-10 Separador horizontal con “bota” para líquido (Modificado de Arnold et al., 2008).

2.4.3 Principio de Operación. Elementos Internos de un Separador.

Lu, Greene y Agrawal (2009) describen que debido a la complejidad de los mecanismos involucrados para poder separar las fases de la mezcla generada, los separadores son diseñados en gran medida con base en principios empíricos. Como consecuencia, el desempeño esperado de la vasija difícilmente será el obtenido en la práctica.

Es por ello que la eficiencia de la separación no depende únicamente de la configuración del recipiente ni de sus condiciones de operación, sino también de qué manera se está dando el proceso de coalescencia debido a los elementos internos del separador. Una gran variedad de elementos internos han sido desarrollados para mejorar la coalescencia de las gotas y reducir así el arrastre de líquido que se pueda generar en el separador debido a la corriente de gas.

Desviadores de entrada.

Sirven para imponer una dirección de flujo a la corriente de los fluidos entrantes. Para mejorar el desempeño de la separación e incrementar la utilidad del volumen del recipiente, es esencial mejorar la distribución del flujo cerca de la entrada al separador (Lu et al., 2009).

Hay diferentes tipos de desviadores de entrada, principalmente: placas desviadoras y desviadores centrífugos, como los que se muestran en la **Figura 2-11**.

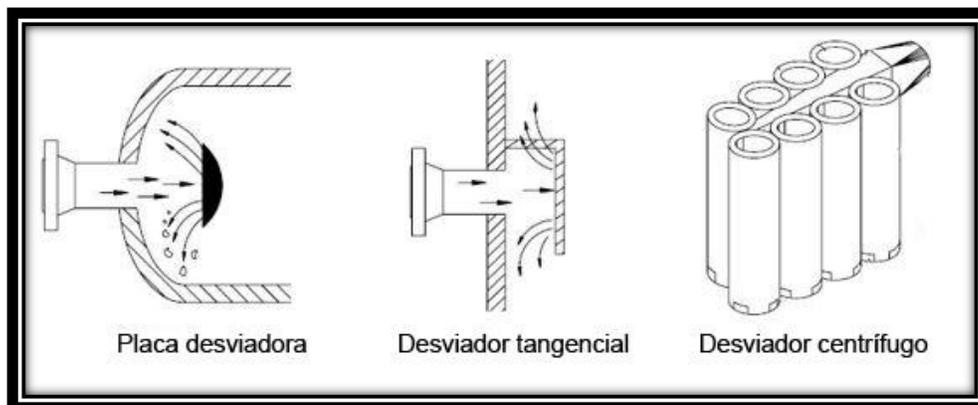


Figura 2-11 Tipos de desviadores de entrada (Modificado de Arnold et al., 2008).

Rompeolas.

Las olas pueden resultar de la entrada repentina de una cantidad mayor de líquido en el separador. Los rompeolas son desviadores perforados o placas que se colocan de manera perpendicular al flujo localizado en la sección de recolección de líquidos. La finalidad de estos mecanismos es amortiguar cualquier acción de las olas que pueden ser causadas por los fluidos entrantes. En la **Figura 2-12** se muestra su forma así como su ubicación.

Placas antiespumantes.

La espuma se puede formar cuando las burbujas de gas son liberadas del líquido, y dicha espuma puede disminuir el desempeño de la separación. Una solución efectiva a este problema es forzar a la espuma a pasar a través de una serie de placas paralelas inclinadas o tubos, tal como se observa en la Figura 2-12.

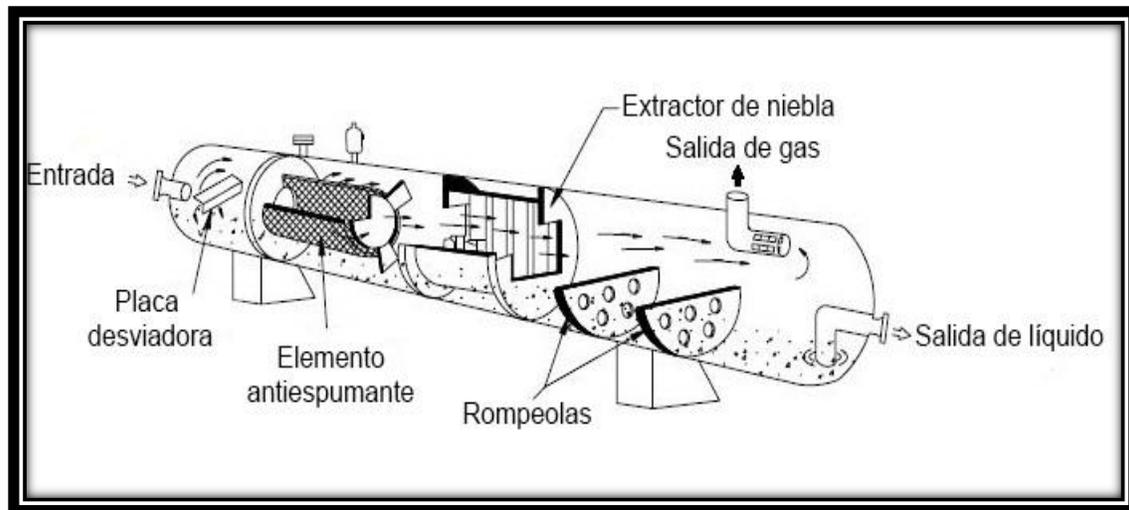


Figura 2-12 Elementos internos de un separador (Modificado de Arnold et al., 2008).

Vortex Breaker.

El líquido que sale del separador puede formar vórtices o remolinos, lo que puede succionar el gas hacia la salida de líquido (re-entrada del gas en el líquido). El vortex breaker, como el que se muestra en la **Figura 2-13**, previene la formación de vórtices cuando la válvula de control de líquido es abierta. Dado que el líquido entra por la parte inferior del dispositivo, cualquier movimiento circular es impedido por las placas del mismo.

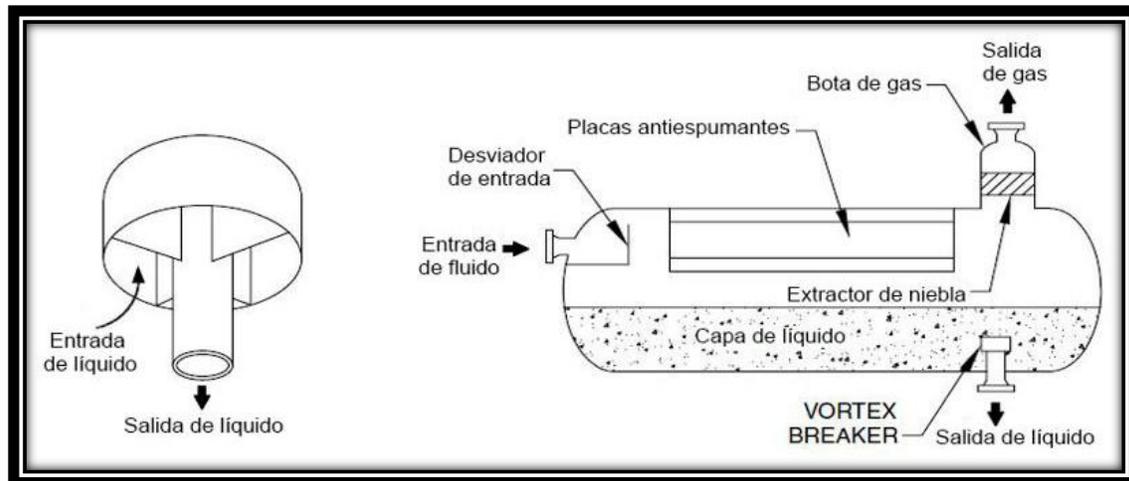


Figura 2-13 Vortex breaker y su ubicación en un separador (Modificado de Arnold et al., 2008).

Extractor de niebla.

Son dispositivos cuya finalidad es remover las gotas de líquido y partículas sólidas de la corriente de gas. El extractor de niebla más utilizado es el de “tipo impacto”, ya que éste ofrece un buen balance entre eficiencia, rango de operación y costos de instalación. A continuación se muestran los diferentes tipos de extractores.

- a) Deflectores: Consiste en una serie de placas espaciadas, como se muestra en la **Figura 2-14** y **Figura 2-15**, que proporcionan el paso del flujo de gas y que además están anguladas para imponer el suficiente cambio de dirección para que las gotas de líquido se impacten, se unan y drenen (Lu et al., 2009).

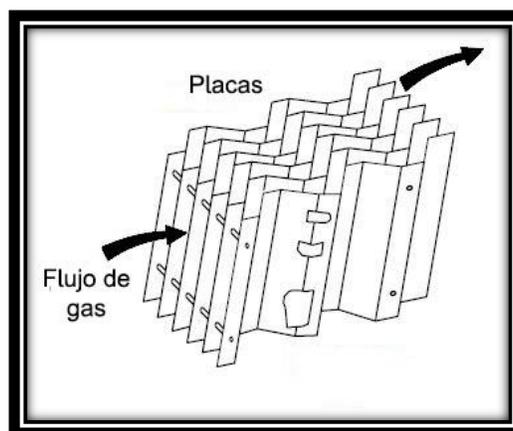


Figura 2-14 Extractor de niebla tipo deflector (Modificado de Arnold et al., 2008).

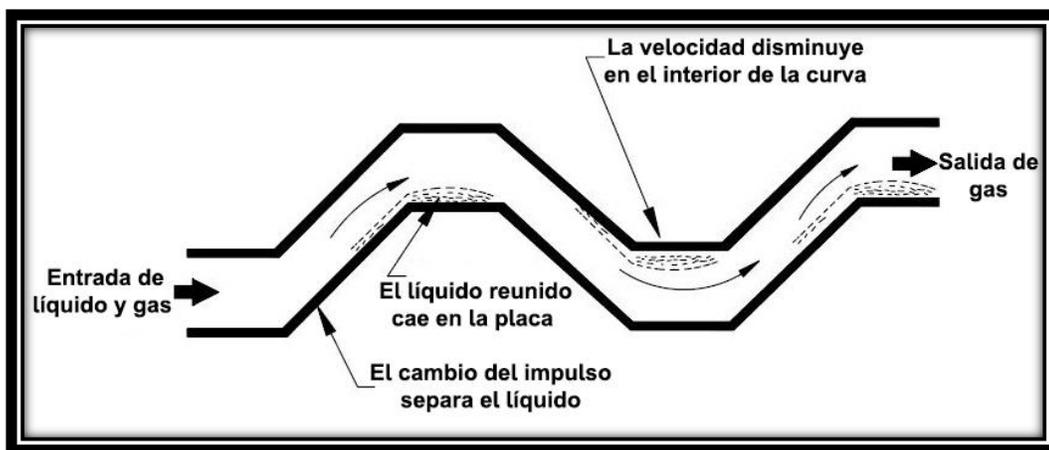


Figura 2-15 Esquema de funcionamiento de los deflectores (Modificado de Arnold et al., 2008).

- b) Mallas de alambre: es el tipo de extractor más común en las operaciones de producción. Consiste en bucles de alambre entrelazados, lo cual le brinda flexibilidad y estabilidad estructural. Las mallas de alambre son montadas cerca de la salida del separador, generalmente sobre un anillo de soporte (en un separador vertical) o un marco de metal (en un separador horizontal). En la **Figura 2-16** se muestra un extractor de este tipo.

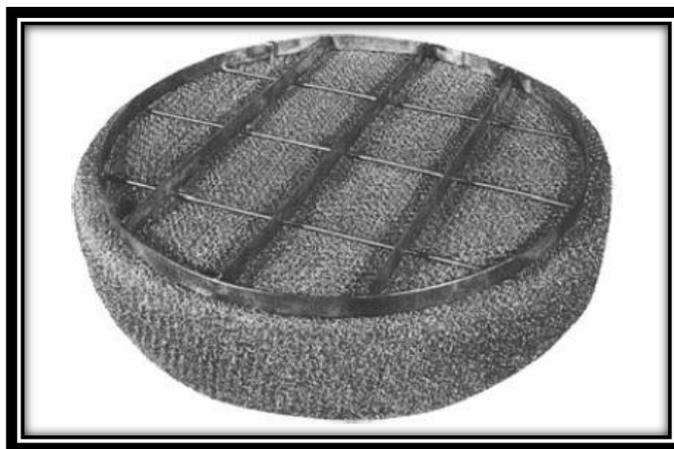


Figura 2-16 Extractor de niebla de malla de alambre (Modificado de Arnold et al., 2008).

- c) Micro fibras: estas utilizan fibras de diámetros muy pequeños, por lo general de menos de 0.02 mm, para capturar así las gotas más pequeñas. Debido a que las microfibras son fabricadas con fibras densamente empaçadas, el drene por gravedad dentro de ésta es muy limitada. Para que sean eficientes, la velocidad de la corriente de gas debe ser muy baja.

d) Extractores centrífugos: estos dispositivos separan las pequeñas gotas de líquido empleando fuerza centrífuga. Estas unidades, como la de la **Figura 2-17**, pueden ser más eficientes que las mallas de alambre o las placas, además son menos susceptibles al taponamiento. Sin embargo, no son muy utilizadas en operaciones de producción debido a que su eficiencia de eliminación de partículas es sensible a los cambios de flujo. Además, requieren de grandes caídas de presión para crear la fuerza centrífuga.

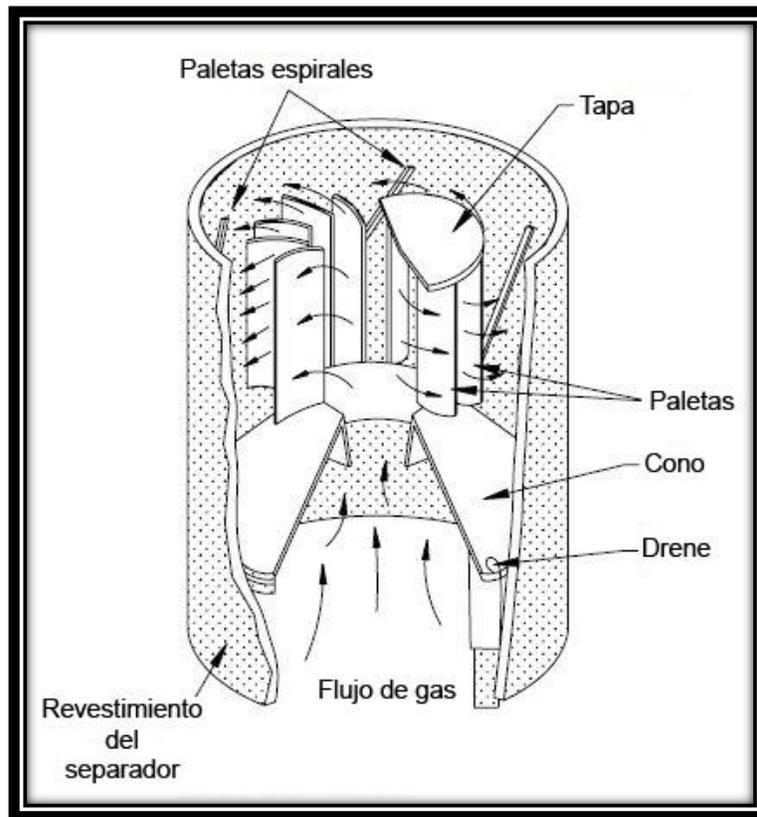


Figura 2-17 Extractor de niebla centrífugo (Modificado de Arnold et al., 2008).

2.5 Separación Bifásica y Trifásica.

2.5.1 Separación Gas – Líquido. Separadores Bifásicos.

Abdel-Aal, Aggour y Fahim (2003) plantean que en general, los fluidos que fluyen de los pozos productores salen en dos fases: líquido y gas (una parte libre y otra en solución) bajo una presión relativamente alta. Cuando el crudo es llevado a superficie, la caída de presión causará que el gas disuelto se libere del líquido.

La presión del fluido deberá reducirse así como su velocidad para separar el gas del aceite y obtener este último en forma estable. Esto se logra mediante la admisión del fluido del pozo en un separador bifásico.

El petróleo crudo que se produce varía de campo en campo debido no sólo a sus características físicas, sino también al contenido de agua y sales. En algunos campos, el agua salada no fluirá hacia el pozo desde el yacimiento junto con el aceite producido; este es el caso que se considerará en este apartado, donde sólo es necesario separar el gas del aceite, es decir, la separación bifásica.

2.5.2 Separación Agua – Gas – Aceite. Separadores Trifásicos.

Abdel-Aal et al. (2003) refiere que en casi todas las operaciones de producción la corriente del fluido producido consiste de tres fases: agua, gas y aceite. Generalmente, el agua producida se divide en dos partes: una como *agua libre* y la otra como una emulsión de agua en aceite. El agua libre se define como el agua que se va a separar por asentamiento gravitacional.

Arnold et al. (2008) señala que el *Separador Trifásico* y el *Free–Water Knockout* son los términos utilizados para describir los equipos que son diseñados para separar y remover el agua libre de la mezcla proveniente del pozo. Con el agua y aceite siempre estará presente el gas, y por tanto, éste también debe ser separado del líquido, por ello, el separador trifásico se utiliza cuando existe una gran cantidad de gas a ser separado del líquido, y por otro lado, se recurre al *free–water knockout* cuando la cantidad de gas es pequeña en relación al volumen de líquido.

Separador Trifásico Horizontal.

En la Figura 2-5 se muestra un esquema de un típico separador trifásico horizontal, el cual cuenta con un controlador de nivel de interfase y un vertedero. En la mayoría de los diseños el desviador de entrada tiene una tubería que direcciona el flujo de líquido por debajo de la interfase agua – aceite; esto obliga a la mezcla de entrada a mezclarse con la fase continua de agua en el fondo de la vasija y subir a través de la interfase agua – aceite. A este proceso se le conoce como *lavado del aceite*, el cual promueve la coalescencia de las gotas de agua que son arrastradas en la fase continua de aceite (Arnold et al., 2008).

La sección de recolección de líquido de la vasija debe proveer el tiempo suficiente, de manera que el aceite y la emulsión formen una capa o *película de aceite* encima del agua libre, permitiendo que el agua libre se asiente en el fondo del recipiente.

La **Figura 2-18** muestra una configuración alterna conocida como un diseño de “trampa y vertedero”, en el que se elimina la necesidad de un controlador de nivel de líquido en la interfase.

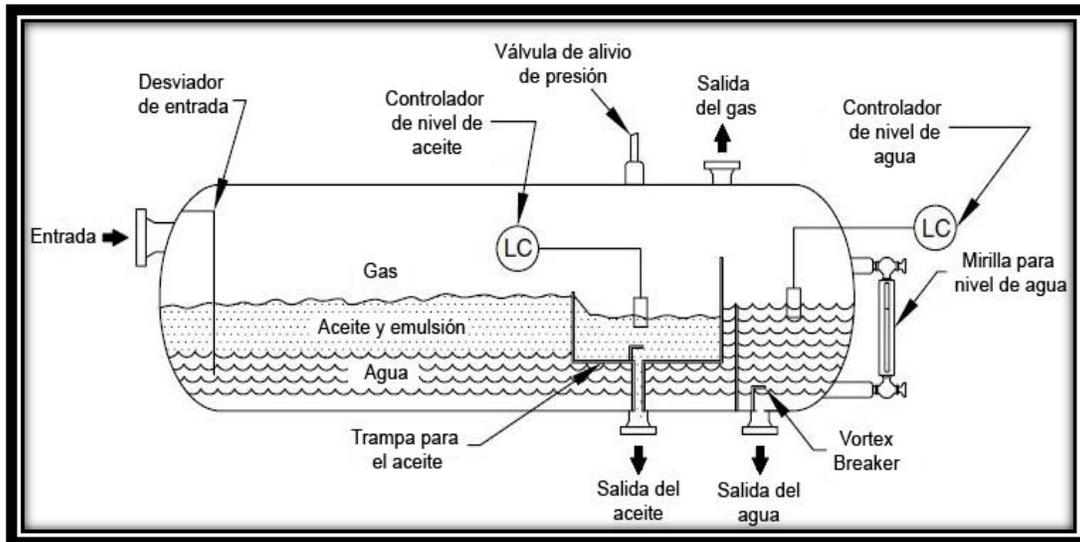


Figura 2-18 Separador trifásico horizontal tipo “trampa y vertedero” (Modificado de Arnold et al., 2008).

Separador Trifásico Vertical.

La **Figura 2-19** muestra una configuración típica de un separador trifásico vertical. Se tiene un tubo que sirve para dirigir el líquido a través de la interfase gas – líquido de tal manera que no se perturbe el efecto de aceite espumado que se pudiese generar. Además, se emplea una chimenea para equilibrar las presiones entre la sección inferior y la sección de gas en el separador.

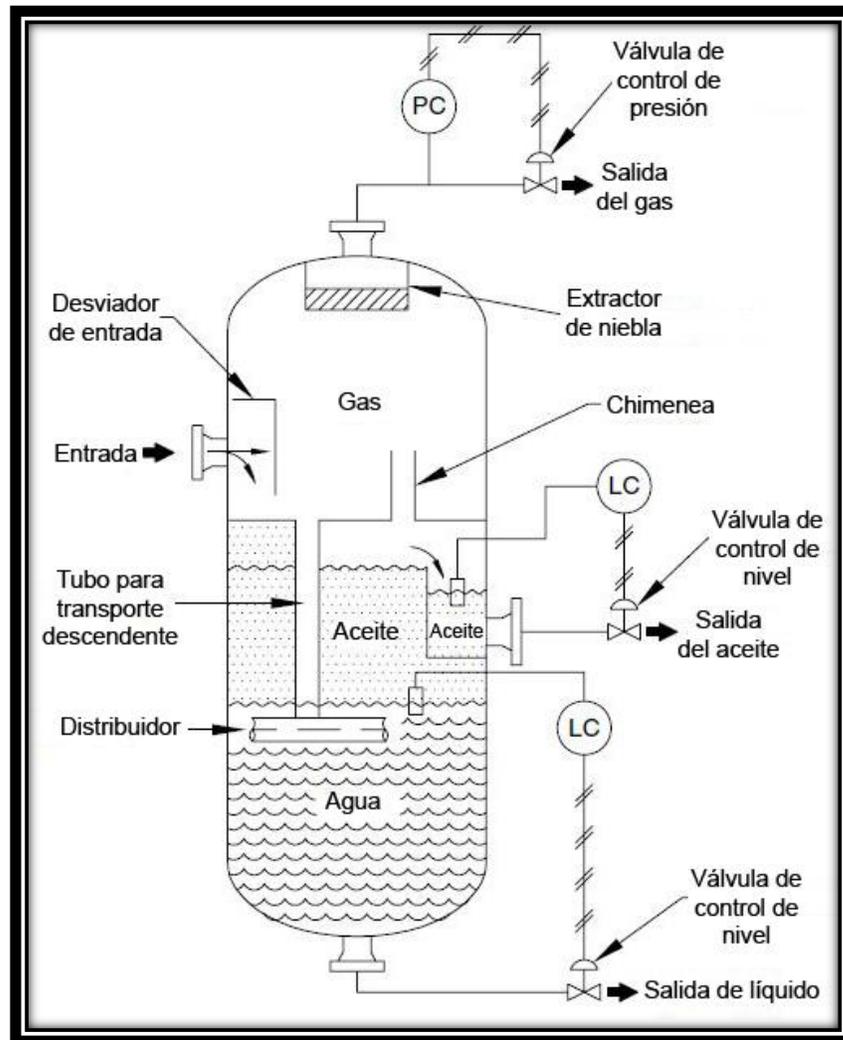


Figura 2-19 Esquema de un separador trifásico vertical (Modificado de Arnold et al., 2008).

Free – Water Knockout (FWKO).

Arnold et al. (2008) describen este equipo como una vasija que procesa una corriente de líquido entrante con una mínima cantidad de gas. La diferencia más notoria en comparación con los separadores trifásicos convencionales es que el FWKO solamente cuenta con dos salidas para fluidos: una para el aceite y las pequeñas cantidades de gas que éste arrastre, y la segunda es para el agua. La **Figura 2-20** muestra un FWKO horizontal, el cual es el más empleado (también existen los de tipo vertical).

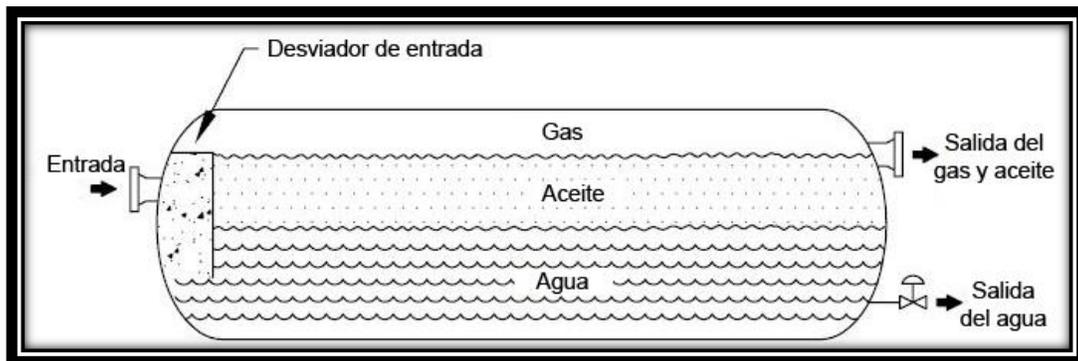


Figura 2-20 Esquema de un Free – Water Knockout horizontal (Modificado de Arnold et al., 2008).

2.6 Diseño y Dimensionamiento de Separadores.

Guo, Lyons y Ghalambor (2007) plantean que normalmente los ingenieros petroleros no realizan un diseño detallado de los separadores, sino que con base en cálculos previos, los cuales toman en cuenta las propiedades de la mezcla así como las condiciones operativas presentes, se puede llevar a cabo la selección de los dispositivos de catálogos de fabricantes disponibles.

Diversas metodologías están disponibles para dimensionar un separador, ya sea bifásico o trifásico. En esta sección se abordan diversos procedimientos de cálculo, mismos que cuentan con distintos criterios de diseño que servirán para determinar las dimensiones requeridas por los dispositivos en operaciones de separación de fluidos en superficie.

2.6.1 Metodología API 12J.

La metodología que establece esta norma API para el diseño y selección de un separador considera la capacidad de gas y la capacidad de líquido de la vasija. A continuación se muestran tanto las fórmulas como el procedimiento de cálculo.

◆ Capacidad de gas.

Las ecuaciones más comúnmente utilizadas para calcular la capacidad de gas de los separadores gas-aceite fueron desarrolladas empíricamente por Sounders y Brown en 1934 (Lu et al. 2009). La capacidad está basada en el principio del tamaño mínimo de la gota de líquido que se asentará de una corriente de gas a una velocidad dada. La velocidad superficial máxima permitida del gas a condiciones de operación se calcula con la Ecuación 2-1 (Especificación API 12J, 2008):

$$V_a = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad 2-1$$

Donde:

V_a = Velocidad superficial máxima permitida, pie/seg

ρ_L = densidad del líquido, $lb_m/pies^3$

ρ_G = densidad del gas, $lb_m/pies^3$

K = factor empírico que depende del diseño y condiciones de operación.

Con la Ecuación 2-2 se obtiene el gasto de gas a condiciones operativas actuales.

$$q_g = A_g * V_a \quad 2-2$$

Donde:

A_g = Área mínima de flujo de gas, $pies^2$

q_g = gasto de gas a condiciones de operación, $pies^3/seg$

La **Tabla 2-1** proporciona los factores K recomendados para el dimensionamiento de un separador bifásico.

Tabla 2-1 Factores K recomendados (Modificado de API 12J, 2008).

Tipo de separador	Altura o longitud (pies)	Rango típico del factor K
Vertical	5	0.12 a 0.24
	10	0.18 a 0.35
Horizontal	10	0.40 a 0.50
	Otras longitudes	$0.40 \text{ a } 0.50 \times (L/10)^{0.56}$
Esférico	Todos	0.2 a 0.35

La capacidad de gas del separador está influenciada por diversos factores, como:

- Temperatura de operación por encima del punto de nube del aceite. (La temperatura del punto de nube es a la cual inicia la formación de cristales de parafina en el crudo).
- Tendencia a la formación de espuma del líquido.
- Uniformidad del flujo.
- Productos químicos antiespumantes, si se utilizan.

Dado que este método es empírico, primero se deberá suponer una longitud (o altura) del separador para poder determinar un valor del factor K, que junto con las densidades de los fluidos, servirán para obtener la velocidad superficial del gas empleando la Ecuación 2-1. Teniendo en cuenta que el gasto de gas a condiciones estándar por lo general es dato, éste deberá ser llevado a condiciones de flujo con la conversión pertinente.

Al contar con V_a y q_g , se puede determinar el área mínima de flujo de gas, y por consiguiente, el diámetro interno mínimo del separador, despejando este último de la fórmula del área de la sección transversal. En general el resultado numérico del diámetro no coincide con los diámetros comerciales disponibles, por lo que la elección final del separador estará en función del criterio técnico – económico más viable, es decir, que el dispositivo no esté sobredimensionado, o en su defecto, que se llegase a seleccionar uno incapaz de manejar los gastos de producción presentes.

La experiencia muestra que para los separadores de alta presión utilizados para el tratamiento de corrientes con alta relación gas-aceite, la capacidad de gas suele ser el factor de control para la selección de un separador.

◆ **Capacidad de líquido.**

La capacidad del líquido de un separador depende principalmente del tiempo de retención del líquido en la vasija. Una buena separación requiere de suficiente tiempo para obtener una condición de equilibrio entre las fases líquida y gaseosa a una temperatura y presión de operación (Guo et al., 2007).

La capacidad de líquido de un separador relaciona el tiempo de retención con el volumen de asentamiento de líquido con la Ecuación 2-3:

$$W = 1,440 \frac{V_L}{t} \quad 2-3$$

Donde:

$W =$ capacidad de líquido, bls/día

$V_L =$ volumen de asentamiento de líquido, bls

$t =$ tiempo de retención, min

Los criterios básicos de diseño para el tiempo de retención de líquido en los separadores bifásicos se muestran en la **Tabla 2-2**:

Tabla 2-2 Tiempo de retención requerido con base en la densidad del aceite. (Modificado de API 12J, 2008).

Densidad del aceite	Tiempo (minutos)
Superior a 35 °API	1
20 – 30 °API	1 a 2
10 – 20 °API	2 a 4

Para un dimensionamiento apropiado, tanto la capacidad de líquido como la capacidad de gas deben ser determinadas. Una vez calculada la capacidad de gas, se procede a calcular la capacidad de líquido para verificar que las dimensiones obtenidas son las adecuadas para manejar el gas y aceite que provienen del pozo. En el **Apéndice A** se muestra el ejemplo numérico, paso a paso, empleando esta metodología.

2.6.2 Cálculos Flash. La Importancia del Equilibrio Líquido – Vapor en la Separación de Fluidos por Etapas.

Tener una perspectiva multifásica de la mezcla de hidrocarburos es un aspecto importante en diferentes ramas de la ingeniería petrolera, como lo es: la administración de yacimientos, la producción de pozos y en el diseño de instalaciones superficiales. En esta última, el comportamiento de las mezclas durante la producción ha presentado uno de los retos más rigurosos para los ingenieros de diseño, principalmente por la complejidad y naturaleza única de cada fluido (Heriot – Watt University, 2012). La **Figura 2-21** ilustra la complejidad de la producción mencionada, donde cada uno de los campos, que junto con su composición del fluido producido, contribuyen a una mezcla composicional mayor.

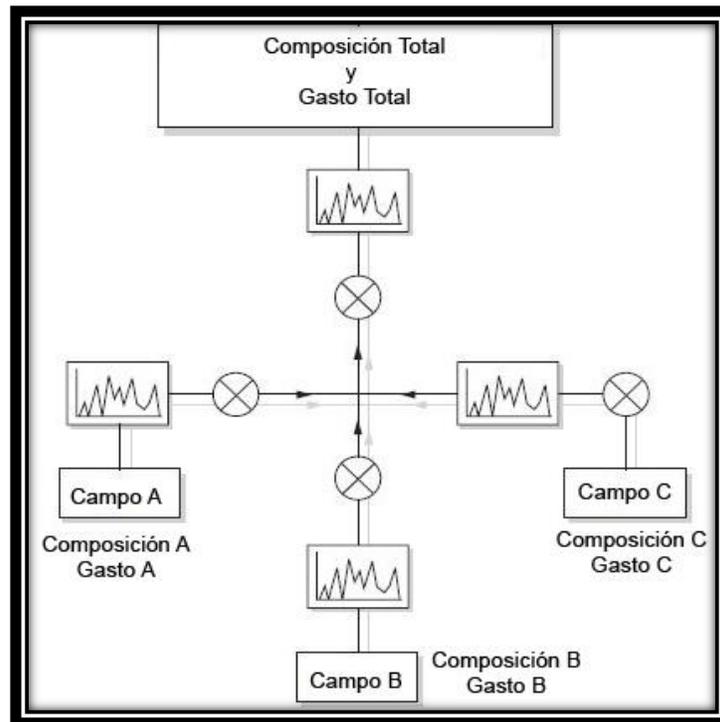


Figura 2-21 Complejidad de la Producción (Modificado de Heriot-Watt, 2012).

Chilingarian, Robertson y Kumar (1987) explican que en algunos casos de diseño de separadores, las cantidades de vapor y líquido y sus propiedades físicas más importantes son conocidas. Sin embargo, hay diversos problemas de diseño en las operaciones de superficie ligados a no conocer dichas composiciones, es por eso que es esencial saber la cantidad y composición total de la alimentación del

separador. Así, definiendo una temperatura y una presión al separador, las cantidades y composiciones pueden ser calculadas. A cada condición de presión y temperatura a la cual son separadas las fases de hidrocarburos se le denomina *etapa de separación*.

La separación por etapas de aceite y gas se logra con una serie de separadores que operan a presiones reducidas secuencialmente. El líquido es descargado del separador de alta presión en el siguiente separador de presión más baja. El propósito es obtener la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos y proporcionar la máxima estabilización a los flujos de gas y aceite (Bradley, 1992).

En la **Figura 2-22** se muestran los esquemas de separación de dos y tres etapas, como los más comunes en la industria. Usualmente, se considera al tanque de almacenamiento como una etapa de separación.

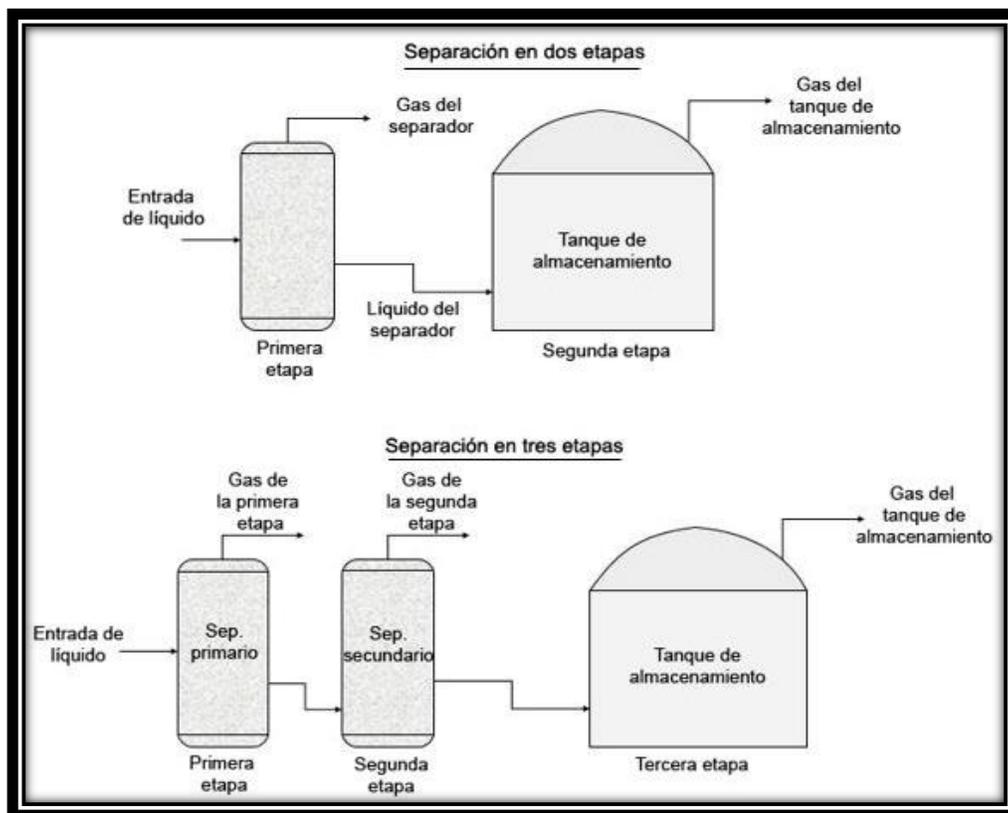


Figura 2-22 Batería de separación de dos (superior) y tres etapas (inferior).

Para entender la teoría que está involucrada en la separación y su relación con el equilibrio de fases, se debe asumir que la mezcla de hidrocarburos contiene esencialmente tres grupos principales de hidrocarburos, tal como se muestra en la **Figura 2-23:**

- Metano y Etano (Ligeros).
- Propano, Butano, Pentano y Hexano (intermedios).
- Heptanos plus (pesados).

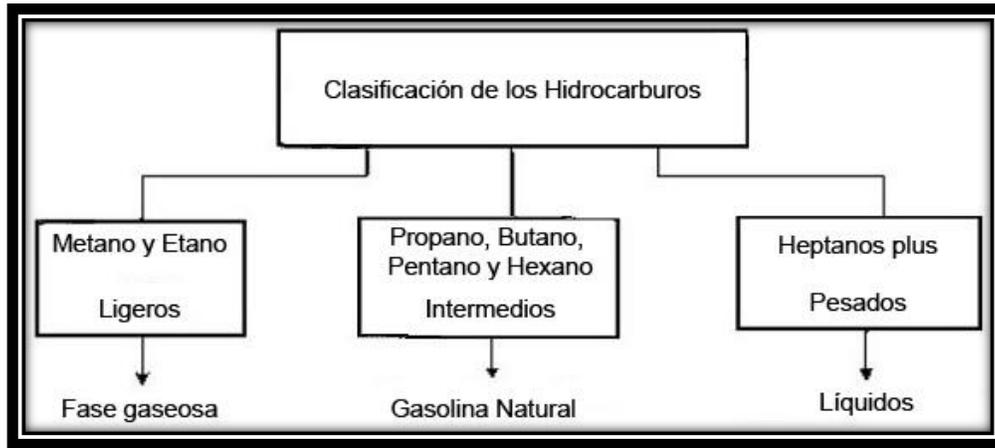


Figura 2-23 Clasificación de los Hidrocarburos (Modificado de Abdel-Aal et al., 2003).

Con base en la Figura 2-23, los objetivos específicos son: separar los componentes ligeros del líquido, maximizar la recuperación de los elementos intermedios en forma líquida y obtener los componentes pesados en producto líquido, pero durante el proceso de separación, algunos de los hidrocarburos del grupo intermedio se pierden inevitablemente en la corriente de gas, y esto se debe a que en una instalación de separación multietapas existen dos mecanismos que permiten la liberación del gas (fase vapor) de la fase líquida: la separación diferencial y la separación flash.

Ahmed (2010) expone que en la separación diferencial convencional, el gas liberado (compuesto principalmente de componentes ligeros) no permanece en contacto con el aceite, es decir, el gas se extrae de la vasija tan pronto se libera del líquido, esto como resultado de la reducción de la presión. Cuando el gas es separado de esta manera, la mayoría de componentes intermedios y pesados se

mantendrán en el líquido, debido a que el gas liberado a presiones altas no estará presente en etapas con presiones más bajas para atraer los componentes intermedios y pesados hacia la fase gaseosa, lo que se reflejará en un encogimiento mínimo del aceite. Por lo tanto, se tendrá una mayor recuperación de aceite en tanque de almacenamiento. Concluyendo que en este proceso se produce más cantidad de líquido y baja cantidad de gas.

Por otro lado, en la separación flash, la cual se presenta en diferentes puntos (a través de la formación, en la TP, en estranguladores y tuberías superficiales), el gas liberado permanece en contacto con la fase líquida, esto hasta su liberación instantánea al final de un separador. Debido a esto, una gran porción de componentes intermedios y pesados son arrastrados a la fase gaseosa, lo que se traduce en un encogimiento mayor del aceite, minimizándose la recuperación de aceite en tanque. En esta separación se produce una mayor cantidad de gas y una menor de líquido.

En la práctica, el proceso diferencial se presenta primero en la separación cuando se separa el gas del líquido en el separador primario. En cada etapa posterior, el líquido se somete a una liberación flash seguida de un proceso diferencial. A medida que el número de etapas se incrementa, el aspecto de una separación diferencial convencional ideal se hace mayor, tal como se muestra en la en la **Tabla 2-3**.

Tabla 2-3 Separación flash vs. Separación diferencial (Modificado de Bradley, 1992).

No. de etapas de separación flash	Porcentaje aproximado de separación diferencial
2	0
3	75
4	90
5	95
6	98.5

Comparando ambos procesos, se encuentra que entre más se aproxime el sistema de separación a la separación diferencial, se maximizará la recuperación de líquido. A pesar de que la separación diferencial convencional es teóricamente preferible en la separación de fluidos, no lo es tanto en cuanto a practicidad y aplicación, pues se necesita de varias etapas para lograr una separación apropiada, resultando así muy costosa para su implementación.

Arévalo (2014) explica que la separación flash se considera como el esquema más representativo, ya que los hidrocarburos que entran en el separador están en equilibrio, y dentro de éste siempre va a existir un volumen de aceite en contacto con un volumen de gas; adicionalmente, para condiciones de flujo estabilizado, en el separador la composición de líquido será prácticamente la misma que se tiene a la entrada, pues cuando los fluidos producidos se someten a cambios de presión, temperatura y la composición, se considera que éstos son lentos, y por tanto, las propiedades no cambian con respecto al tiempo.

La experiencia muestra que las propiedades del aceite calculadas bajo estas suposiciones son suficientemente prácticas y precisas para los cálculos de ingeniería petrolera. Al contar con la información de las propiedades de los fluidos, se pueden emplear los cálculos de equilibrio líquido – vapor para seleccionar las condiciones del separador en cuestión.

Arévalo (2014) señala que puede haber circunstancias por las que un campo o un yacimiento en particular requieran de una presión específica en el separador, en caso contrario, se selecciona la presión de separador que produzca la máxima cantidad de líquido en el tanque de almacenamiento. Esta presión es conocida como *presión óptima de separación*. Dicha presión se identifica en las pruebas de separador, y ésta debe ser tal que el fluido producido tenga las siguientes características:

- La mínima relación de solubilidad.
- El mínimo factor de volumen de formación del aceite.
- La máxima densidad en °API del aceite en el tanque de almacenamiento.

El concepto de determinar la presión óptima de separación mediante el cálculo de la densidad API, B_o y R_s se muestra gráficamente en la **Figura 2-24**.

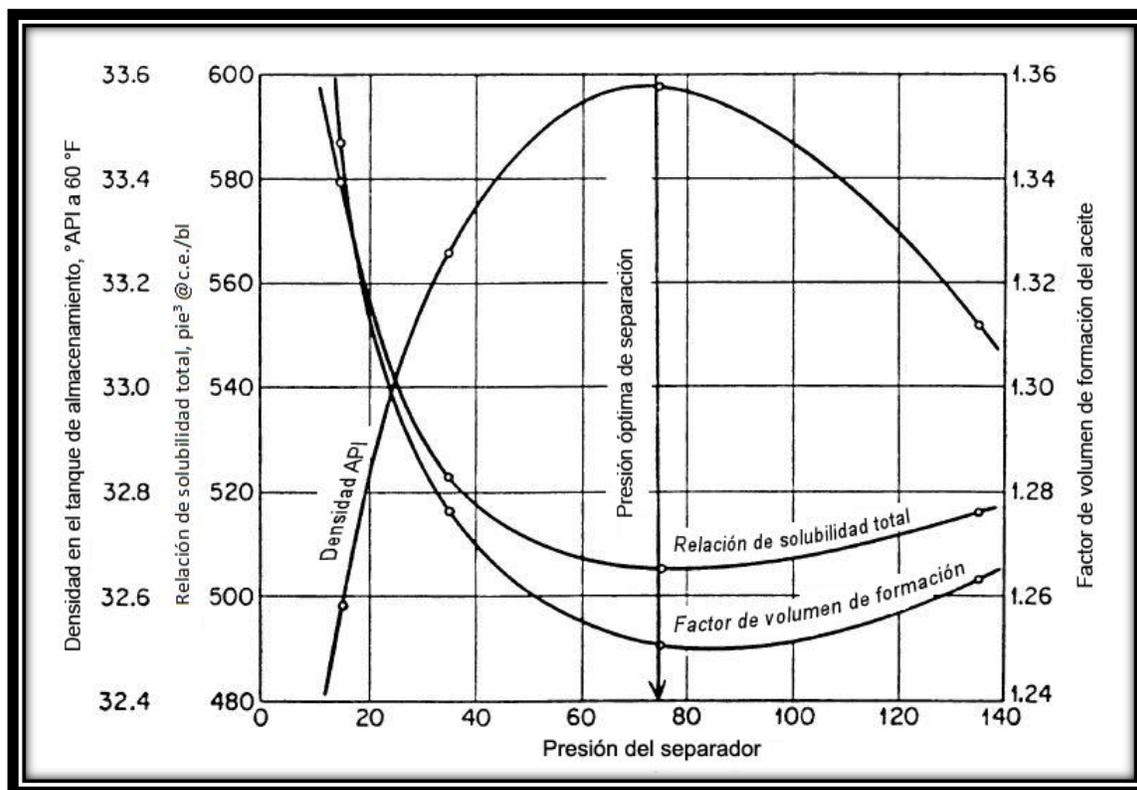


Figura 2-24 Relación entre la presión óptima de separación y °API, R_s y B_o . (Modificado de Ahmed, 2010).

Metodología de Diseño con Base en la Composición de la Mezcla.

Los pasos que a continuación se describen ayudan a determinar el factor de volumen de formación, la relación de solubilidad y la densidad del aceite en cada etapa durante el proceso de separación de fluidos en tres etapas. El método se generaliza para las etapas involucradas.

1. Para cada etapa de separación, se obtienen las relaciones de equilibrio (K) de manera gráfica para todos los componentes de la mezcla, dadas las condiciones de operación.

Los valores de K han sido determinados de manera experimental. La GPSA (Gas Processors Suppliers Association) proporciona en el *Engineering Data Book* los

valores de K para los diversos componentes hidrocarburos y no hidrocarburos a una presión de convergencia de 2000 lb/pg² abs para el N₂ y 3000 lb/pg² abs desde el metano al decano y para el H₂S. La NGAA incluye además al CO₂ con una presión de convergencia de 4000 lb/pg² abs. Arnold et al. (2008) mencionan que si la presión de operación es mucho menor que la presión de convergencia, las constantes de equilibrio elegidas son adecuadas para los cálculos flash. Se emplean correlaciones cuando se requiere de una mayor precisión para obtener K.

2. Dada la composición de la corriente de alimentación, z_j , calcular las fracciones mol de líquido (x_j) y gas (y_j) de la mezcla del primer separador.

Mediante prueba y error, se debe hallar un valor de n_g (número de moles de gas) tal que satisfaga la Ecuación 2-4:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[1 + n_g(K_j - 1)]} = 1 \quad 2-4$$

Determinar la fracción mol de gas de acuerdo con la Ecuación 2-5:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j} \quad 2-5$$

Así, obtenemos un n_{g1} , y por tanto, un $n_{L1} = n_{g1} - 1$ (número de moles de líquido).

3. Utilizando ahora la composición del líquido que sale del primer separador como la alimentación del segundo, es decir, $z_j = x_j$, calcular las fracciones mol de líquido y gas de la mezcla en el segundo separador empleando las ecuaciones del paso 2. De aquí se obtienen un n_{g2} y un n_{L2} , respectivamente.
4. Los pasos anteriores se realizan para el número de etapas existentes, incluyendo al tanque de almacenamiento, donde se obtiene un $n_{g \text{ tanque}}$ y un $n_{L \text{ tanque}}$.

5. Cálculo del peso molecular y densidad en °API del aceite en el tanque de almacenamiento.

Se calcula el peso molecular de líquido, empleando la fracción mol de líquido y su peso molecular respectivo. El peso total del líquido en el tanque se obtiene con la Ecuación 2-6.

$$M_{tanque} = \sum_{j=1}^n x_j * M_j \quad 2-6$$

Empleando las propiedades físicas (densidades relativas @ c.e.) de los componentes, a partir del propano, se calcula su densidad @ c.e. a partir de la densidad del agua.

Con los datos anteriores, se obtiene el volumen de líquido de cada componente, y a su vez, el volumen de líquido total @c.e. con la Ecuación 2-7.

$$V_o @c. e. = \sum_{j=C3}^n \frac{x_j * M_j}{\rho_{oj}} \quad 2-7$$

Lo siguiente es determinar la densidad del Propano plus, ρ_{C3+} , de acuerdo con la Ecuación 2-8:

$$\rho_{C3+} = \frac{\sum_{j=C3}^n x_j * M_j}{V_o @c. e} \quad 2-8$$

El siguiente paso es obtener los parámetros W_1 y W_2 , correspondientes a las Ecuaciones 2-9 y 2-10.

$$W_1 = \frac{W_{C1}}{W_{Mezcla}} \quad 2-9$$

$$W_2 = \frac{W_{C2} + W_{N_2}}{W_{Mezcla} - W_{C1} - W_{CO_2}} \quad 2-10$$

Donde:

W_1 = fracción en peso del metano en la mezcla, porcentaje.

W_2 = fracción en peso del etano y más pesados en la mezcla, porcentaje.

W_{C1} = peso del metano en la mezcla, $lb_m/lb_m - mol.$

W_{C2} = peso del etano en la mezcla, $lb_m/lb_m - mol.$

W_{N2} = peso del nitrógeno en la mezcla, $lb_m/lb_m - mol.$

W_{CO2} = peso del dióxido de carbono en la mezcla, $lb_m/lb_m - mol.$

W_{Mezcla} = peso total de la mezcla, $lb_m/lb_m - mol.$

Con los valores obtenidos, se entra a la **Figura 2-25** y se obtiene el valor de la relación de densidades ρ_{po}/ρ_{C3+} , de donde se realiza un despeje para obtener la densidad del pseudolíquido ρ_{po} en el tanque.

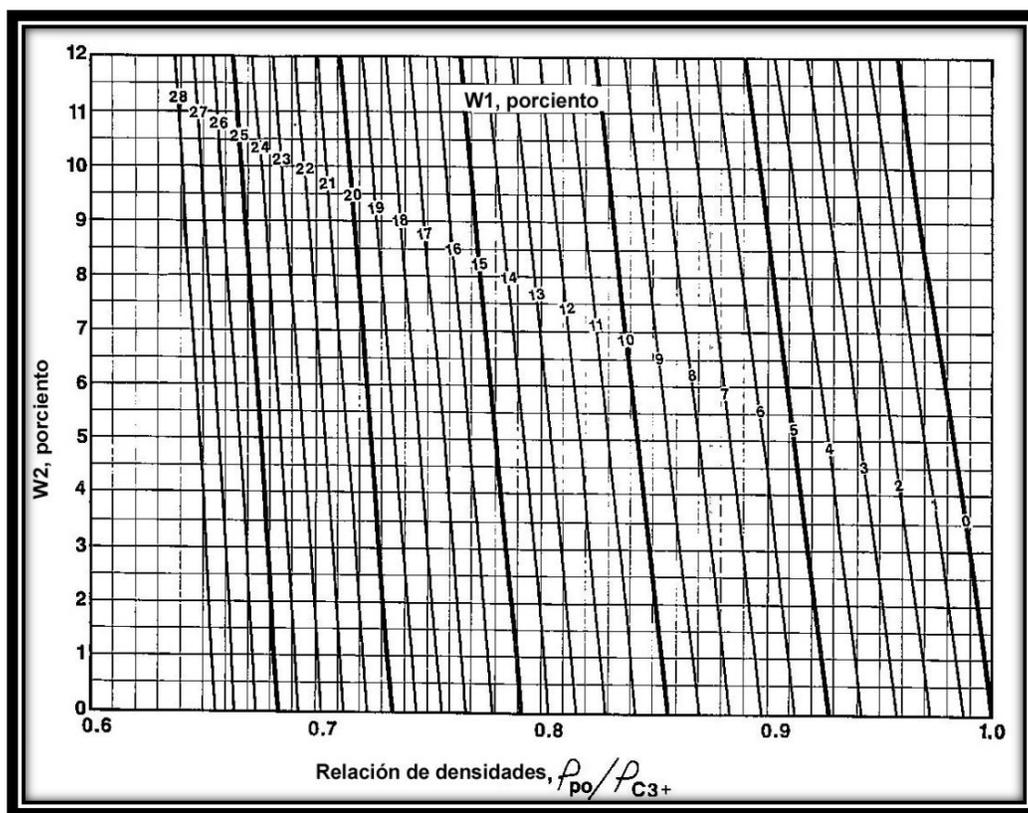


Figura 2-25 Relación de densidades para pseudolíquidos que contienen metano y etano (Modificado de McCain, 1990).

Ahora se obtiene la densidad relativa del líquido con la Ecuación 2-11. Finalmente, la densidad del aceite en °API @ c.e. se obtiene con la Ecuación 2-12.

$$\gamma_{tanque} = \frac{\rho_{po}}{\rho_w} \quad 2-11$$

$$°API = \frac{141.5}{\gamma_{tanque}} - 131.5 \quad 2-12$$

6. Se realiza el cálculo de las relaciones de solubilidad en cada etapa de separación, así como la relación de solubilidad total.

La Ecuación 2-13, 2-14 y 2-15 se emplean para determinar las relaciones de solubilidad en los separadores y en tanque de almacenamiento. La relación de solubilidad total se obtiene de la Ecuación 2-16.

$$R_{s\ SEP1} = \frac{2138 * n_{g1} * \rho_{po}}{n_{L1} * n_{L2} * n_{L\ tanque} * M_{tanque}} \quad 2-13$$

$$R_{s\ SEP2} = \frac{2138 * n_{g2} * \rho_{po}}{n_{L2} * n_{L\ tanque} * M_{tanque}} \quad 2-14$$

$$R_{s\ TANQUE} = \frac{2138 * n_{g\ tanque} * \rho_{po}}{n_{Ltanque} * M_{tanque}} \quad 2-15$$

$$R_{s\ TOTAL} = R_{s\ SEP1} + R_{s\ SEP2} + R_{s\ TANQUE} \quad 2-16$$

7. Cálculo del peso molecular y la densidad del líquido a condiciones de yacimiento.

Para llevar a cabo esto, se toma la composición proveniente del pozo, es decir, la composición original y se realiza el paso 5 nuevamente, hasta obtener la densidad del pseudolíquido.

Se requieren hacer correcciones por compresibilidad y expansión térmica del fluido, respectivamente, para obtener así la densidad del líquido a condiciones de yacimiento.

Con las condiciones de presión y temperatura del yacimiento y la densidad del pseudolíquido recién obtenida, se buscan los factores de corrección en la **Figura 2-26** y la **Figura 2-27**.

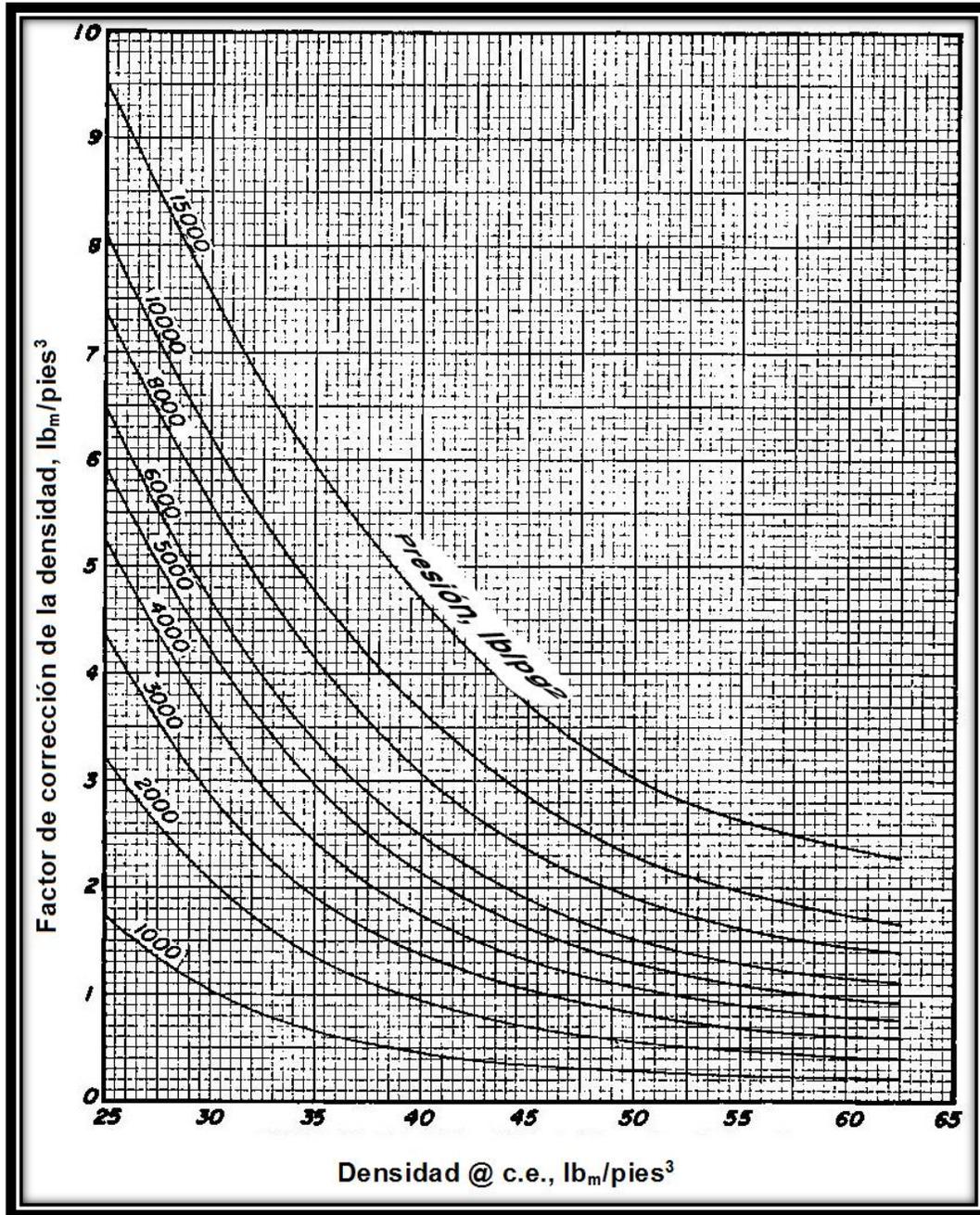


Figura 2-26 Gráfica de ajuste de la densidad por la compresibilidad de los líquidos del yacimiento (Modificado de McCain, 1990).

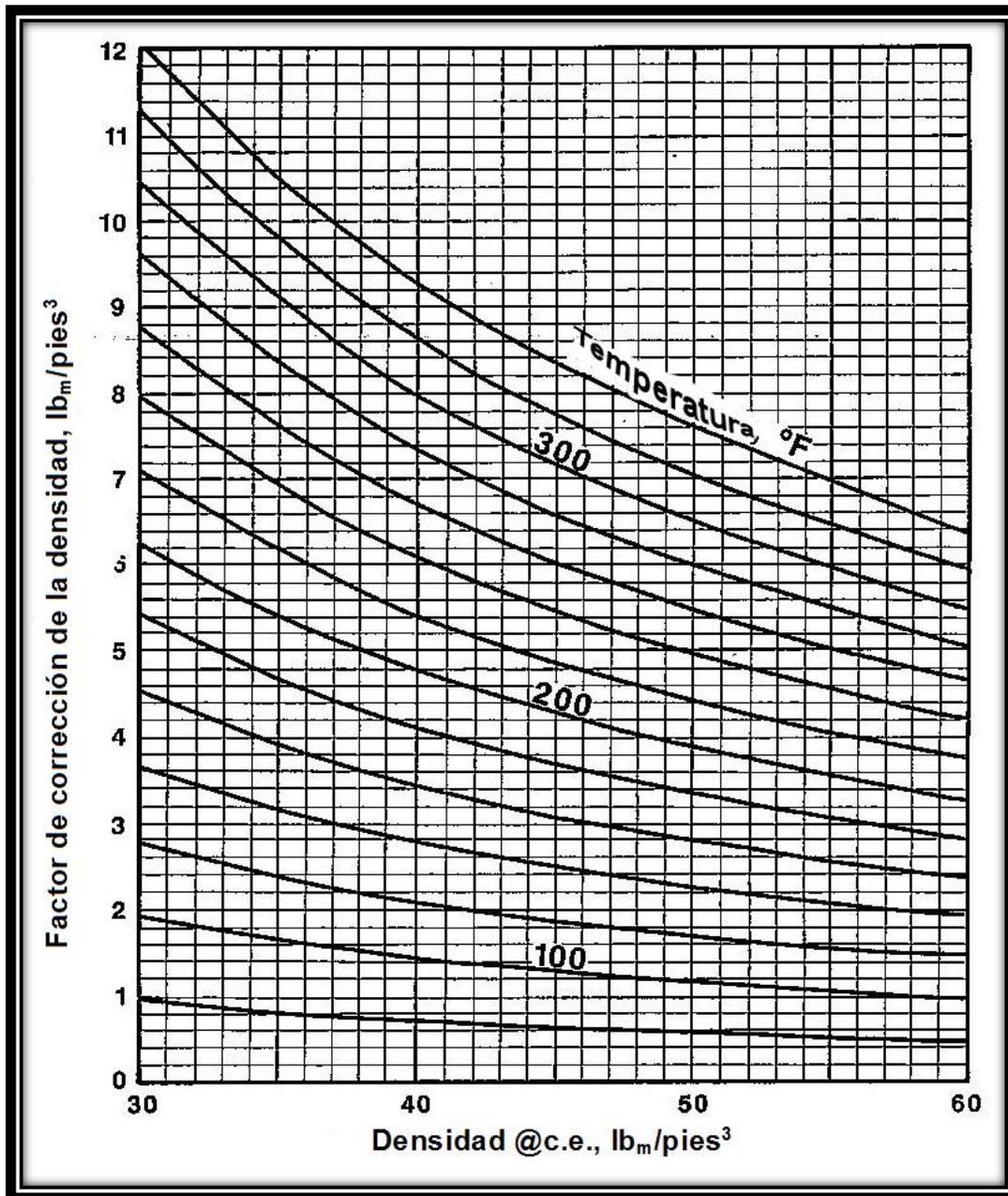


Figura 2-27 Gráfica de ajuste de la densidad por la expansión térmica de los líquidos del yacimiento (Modificado de McCain, 1990).

Por lo tanto, se tiene que la densidad del líquido a condiciones de yacimiento, de acuerdo con la Ecuación 2-17, es:

$$\rho_{o\ yac} = \rho_{po} + \text{Factor por compresión} - \text{Factor por expansión termica} \quad 2-17$$

8. Cálculo del factor de volumen de formación del aceite.

$$B_{ob} = \frac{M_{yac} * \rho_{po\ tanque}}{M_{tanque} * \rho_{o\ yac} * n_{L1} * n_{L2} * n_{L\ tanque}} \quad 2-18$$

9. Determinación de la densidad relativa de la mezcla de gases en cada etapa de separación.

Empleando los pesos moleculares de cada componente, así como su fracción mol de gas, se obtiene el peso molecular aparente de la mezcla de acuerdo con la Ecuación 2-19.

$$M_a = \sum_{j=1}^n y_j * M_j \quad 2-19$$

Finalmente, para obtener la densidad relativa del gas en cada etapa de separación, se utiliza la Ecuación 2-20.

$$\gamma_g = \frac{M_a}{28.96} \quad 2-20$$

Debe notarse que los pasos anteriores deben de realizarse para distintas presiones y temperaturas de operación en cada etapa, a fin de generar una gráfica como la de la Figura 2-24, para poder así determinar la presión óptima de separación, si ésta es requerida.

En el **Apéndice A** se muestra un ejemplo numérico, paso a paso, empleando esta metodología.

2.6.3 Separador Bifásico Horizontal con un Nivel de Líquido al 50% de su Capacidad.

Arnold et al. (2008) explica que cuando se dimensiona un separador horizontal, es necesario elegir una longitud de costura a costura de la vasija y un diámetro. Esta elección debe satisfacer las condiciones para la capacidad de gas que permitan que las gotas de líquido caigan a medida que el gas atraviesa la longitud efectiva de la vasija. Además, se debe proveer el tiempo de retención suficiente para alcanzar el equilibrio entre fases.

◆ **Restricción por Capacidad de Gas.**

La ecuación de restricción por capacidad de gas se basa en establecer que el tiempo de retención de gas es igual al tiempo requerido para el asentamiento de una gota en la sección de líquido. Para una vasija llena al 50% de su capacidad, se emplea la Ecuación 2-21:

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad 2-21$$

Donde:

d = diámetro interno del separador, pg .

L_{eff} = longitud efectiva del separador, donde ocurre la separación, $pies$.

P = presión de operación, lb/pg^2 .

T = temperatura de operación, $^{\circ}R$.

z = factor de compresibilidad, *adimensional*.

q_g = gasto de gas, $MM \text{ pies}^3 @c.e/día$.

ρ_g = densidad del gas, $lb_m/pies^3$.

ρ_l = densidad del líquido, $lb_m/pies^3$.

C_D = coeficiente de arrastre, *adimensional*.

d_m = tamaño de gota de líquido, $micras$.

◆ **Restricción por Capacidad de Líquido.**

Para un separador lleno de líquido a 50% de su capacidad, la Ecuación 2-22 se emplea para su dimensionamiento.

$$d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * q_L}{0.7} \quad 2-22$$

Donde:

t_r = tiempo de retención deseado para el líquido, $minutos$.

q_L = gasto de líquido, $bls/día$.

◆ **Longitud Costura a Costura.**

La longitud costura a costura depende del diseño físico de los elementos internos del separador. La **Figura 2-28** muestra esquemáticamente la definición de este concepto. Como se puede notar, hay una porción de espacio que se requiere para

el desviador de entrada y otro para el extractor de niebla, de aquí el concepto de longitud efectiva, L_{eff} , la cual es la longitud disponible para llevar a cabo la separación.

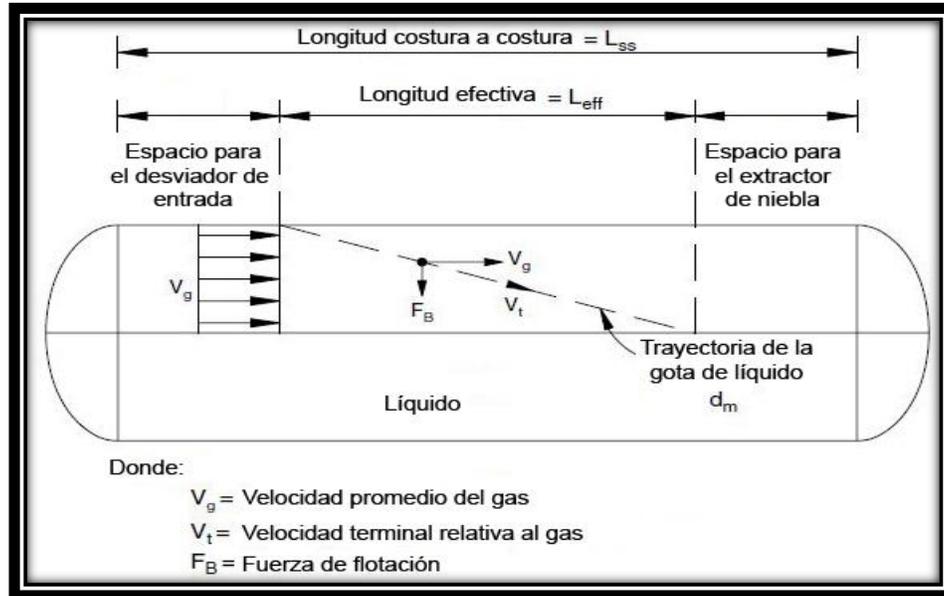


Figura 2-28 Separador horizontal lleno a 50% de su capacidad de líquido (Modificado de Arnold et al., 2008).

La longitud costura a costura, basada en la capacidad de gas, se determina mediante la Ecuación 2-23.

$$L_{SS} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad 2-23$$

Donde:

L_{SS} = longitud costura a costura, pies.

Para separadores diseñados con base en la capacidad de líquido, la longitud costura a costura se obtiene mediante la Ecuación 2-24:

$$L_{SS} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad 2-24$$

◆ Relación de Esbeltez.

Arnold et al. (2008) menciona que para cada diseño de separador, existe una combinación de L_{SS} y d que minimiza los costos. Entre menor es el diámetro, el separador pierde peso y por tanto disminuye su costo, pero esto incrementa la

posibilidad de que la alta velocidad del flujo de gas genere la reentrada de líquido a la interfase gas – líquido. La experiencia dice que la mayoría de los separadores bifásicos deben ser diseñados para relaciones de esbeltez de entre 3 y 4.

Metodología de Diseño de un Separador Bifásico Horizontal que Opera a un Nivel de Líquido al 50% de su Capacidad.

1. Obtener la densidad del líquido, ρ_l , a partir de la densidad API.
2. Determinar el factor de compresibilidad z , empleando la **Figura 2-29**.
3. Se obtiene la densidad del gas empleado la Ecuación 2-25. La temperatura está dada en °R.

$$\rho_g = 2.7 \frac{\gamma_g * P}{T * z} \quad 2-25$$

4. Determinar la viscosidad del gas utilizando la **Figura 2-30**, o con una correlación que permita determinar esta propiedad.
5. Realizar el siguiente proceso iterativo:
 - a. Calcular una velocidad inicial de asentamiento de la gota de líquido con la Ecuación 2-26.

$$V_1 = 0.0204 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * d_m \right]^{1/2} \quad 2-26$$

- b. Determinar el número de Reynolds con la Ecuación 2-27.

$$N_{Re} = 0.0049 * \frac{\rho_g * d_m * V}{\mu_g} \quad 2-27$$

- c. Calcular el coeficiente de arrastre, C_D . La Ecuación 2-28 se aplica para un flujo laminar. Sin embargo, en el diseño de instalaciones de producción no gobierna dicho flujo, por lo tanto se emplea la Ecuación 2-29, la cual es más completa e ideal para flujo turbulento.

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} \quad 2-28$$

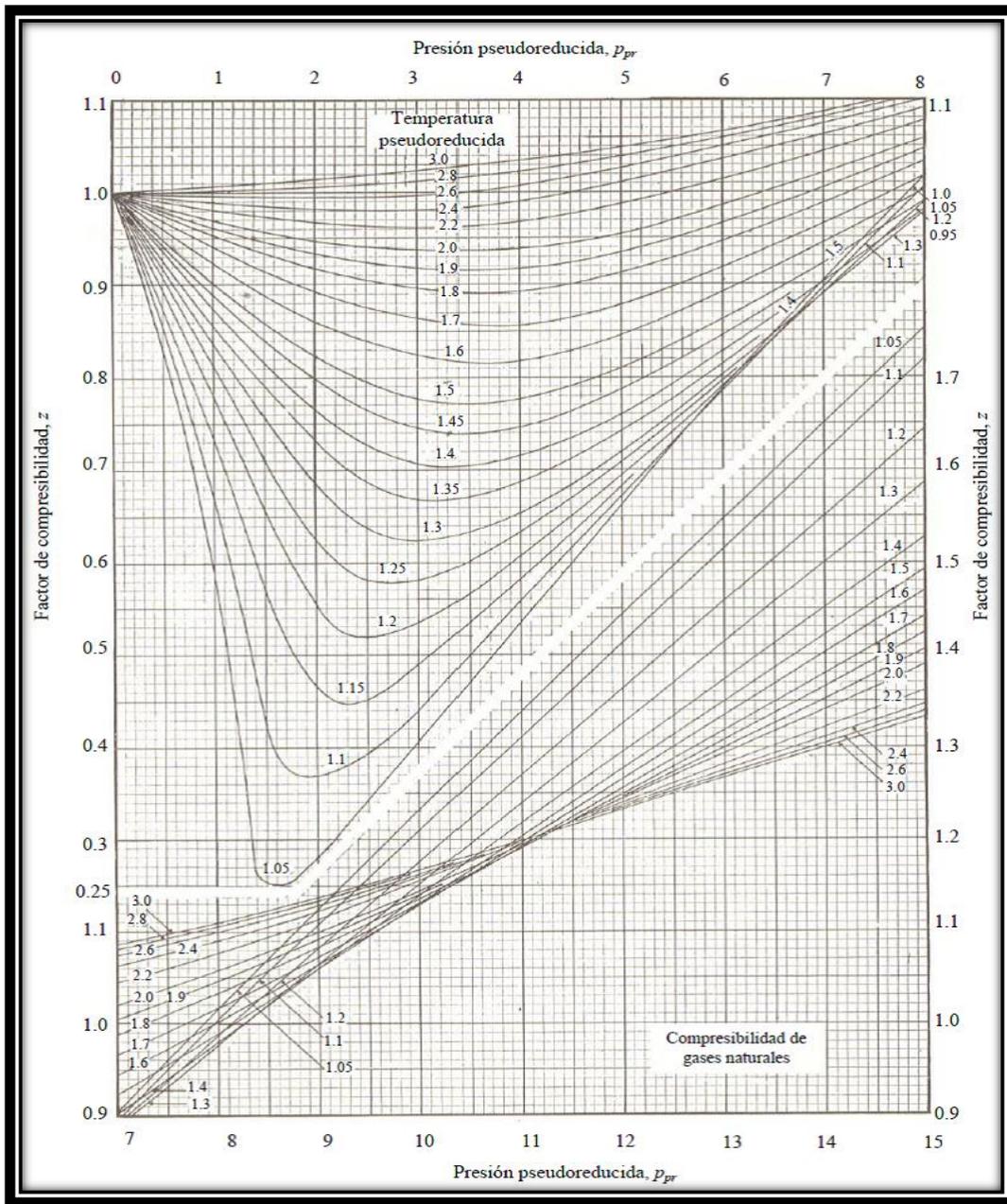


Figura 2-29 Factor de compresibilidad z, para gases naturales.

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}} + \frac{3}{N_{Re}^{1/2}} + 0.34 \quad 2-29$$

d. Calcular la velocidad de asentamiento final, de acuerdo con la Ecuación 2-30.

$$V_t = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad 2-30$$

El proceso se detiene cuando el valor obtenido de C_D converge.

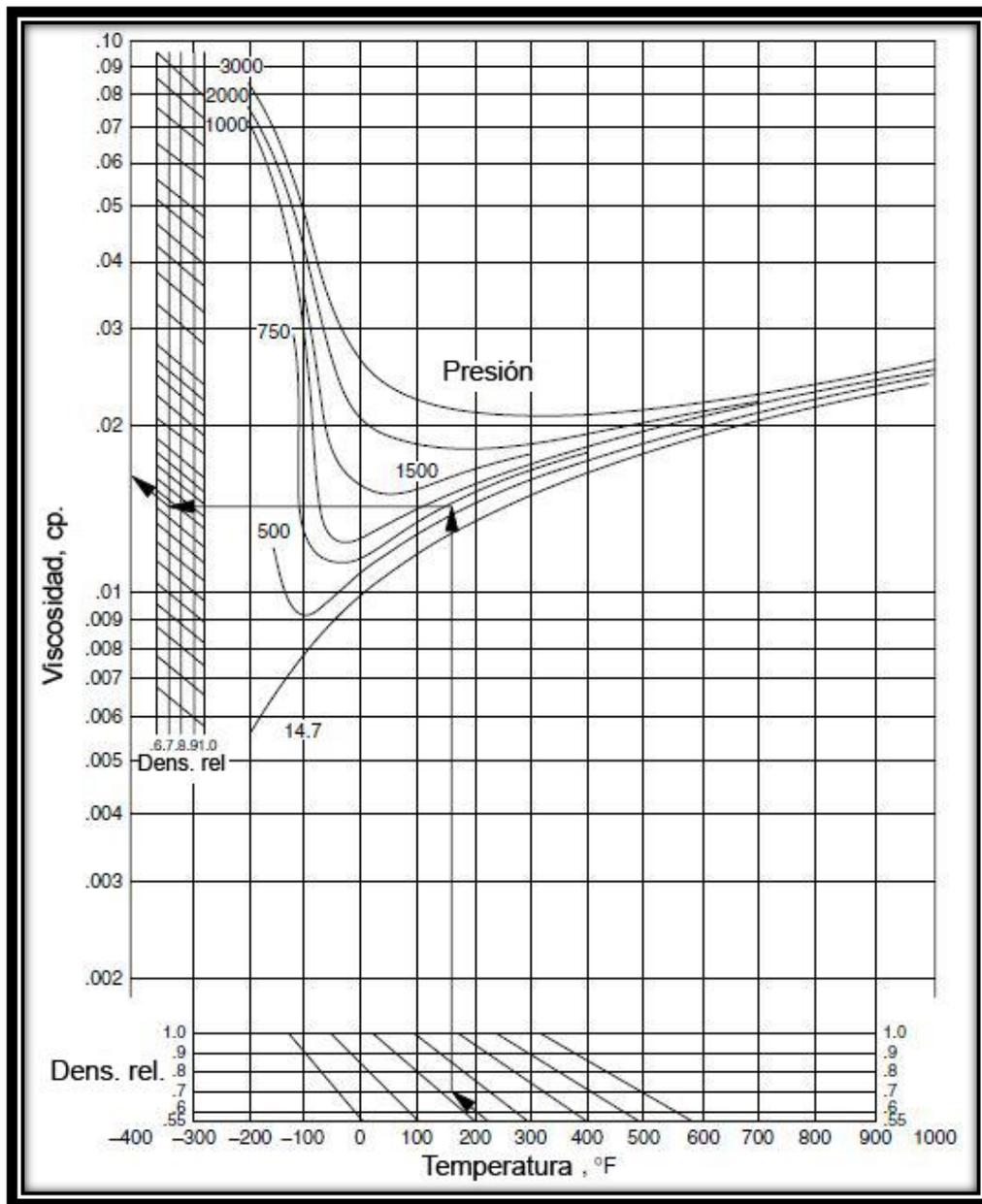


Figura 2-30 Viscosidad del gas hidrocarburo (Modificado de Arnold et al., 2008).

6. Se obtiene la capacidad de gas del separador empleando la Ecuación 2-21, así como la capacidad de líquido con la Ecuación 2-22.
7. Considerando los diámetros comerciales disponibles, se obtiene la longitud efectiva, L_{eff} , tanto para la capacidad de líquido como para la de gas. Se genera una tabla para abarcar los diámetros disponibles.

8. Para cada longitud efectiva, se obtiene la longitud costura a costura. El uso de la Ecuación 2-23 o la Ecuación 2-24 dependerá de qué capacidad esté gobernando en el separador.
9. Con los valores anteriormente obtenidos, se calcula la relación de esbeltez empleando la Ecuación 2-31, generándose otra columna en la tabla.

$$\text{Relación de esbeltez} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} \quad 2-31$$

10. Se hace una tabla de relaciones de esbeltez. La configuración se muestra en el ejemplo numérico.
11. Construir un gráfico donde se incluyan las relaciones de esbeltez, así como los diámetros comerciales vs. las longitudes costura a costura.
12. Selección de los separadores que cumplen con el criterio de la relación de esbeltez.

En el **Apéndice A** se muestra el ejemplo numérico, paso a paso, empleando esta metodología.

2.6.4 Separador Bifásico Horizontal con un Nivel de Líquido Diferente del 50% de su Capacidad.

Arnold et al. (2008) explican que la mayoría de los separadores bifásicos en campo son diseñados con el nivel de líquido a la mitad de la vasija, pero en ocasiones no es posible operar bajo esta condición, por lo que se emplea una metodología que permite dimensionar los equipos para que operen a diferentes niveles de líquido, tal como se muestra en la **Figura 2-31**.

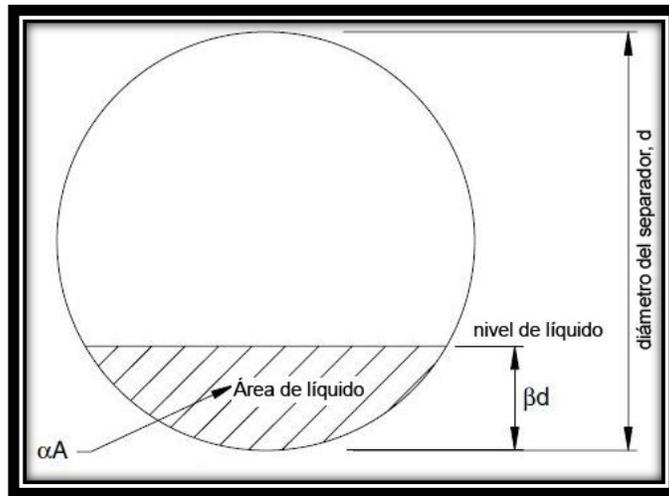


Figura 2-31 Separador con nivel de líquido diferente del 50% (Modificado de Arnold et al., 2008).

◆ **Restricción por Capacidad de Gas.**

La *restricción por capacidad de gas* para la variación en el nivel viene dada por la Ecuación 2-32:

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} \right) \left(\frac{T * Z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad 2-32$$

◆ **Restricción por Capacidad de Líquido.**

Por otro lado, la *restricción por capacidad de líquido* se obtiene mediante la Ecuación 2-33:

$$d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * q_L}{1.4\alpha} \quad 2-33$$

En general, β es un parámetro conocido, pues es la altura fraccional de líquido a la cual se desea que opere el equipo de separación, y con él se puede determinar el valor de α (área fraccional) a partir de la **Figura 2-32**.

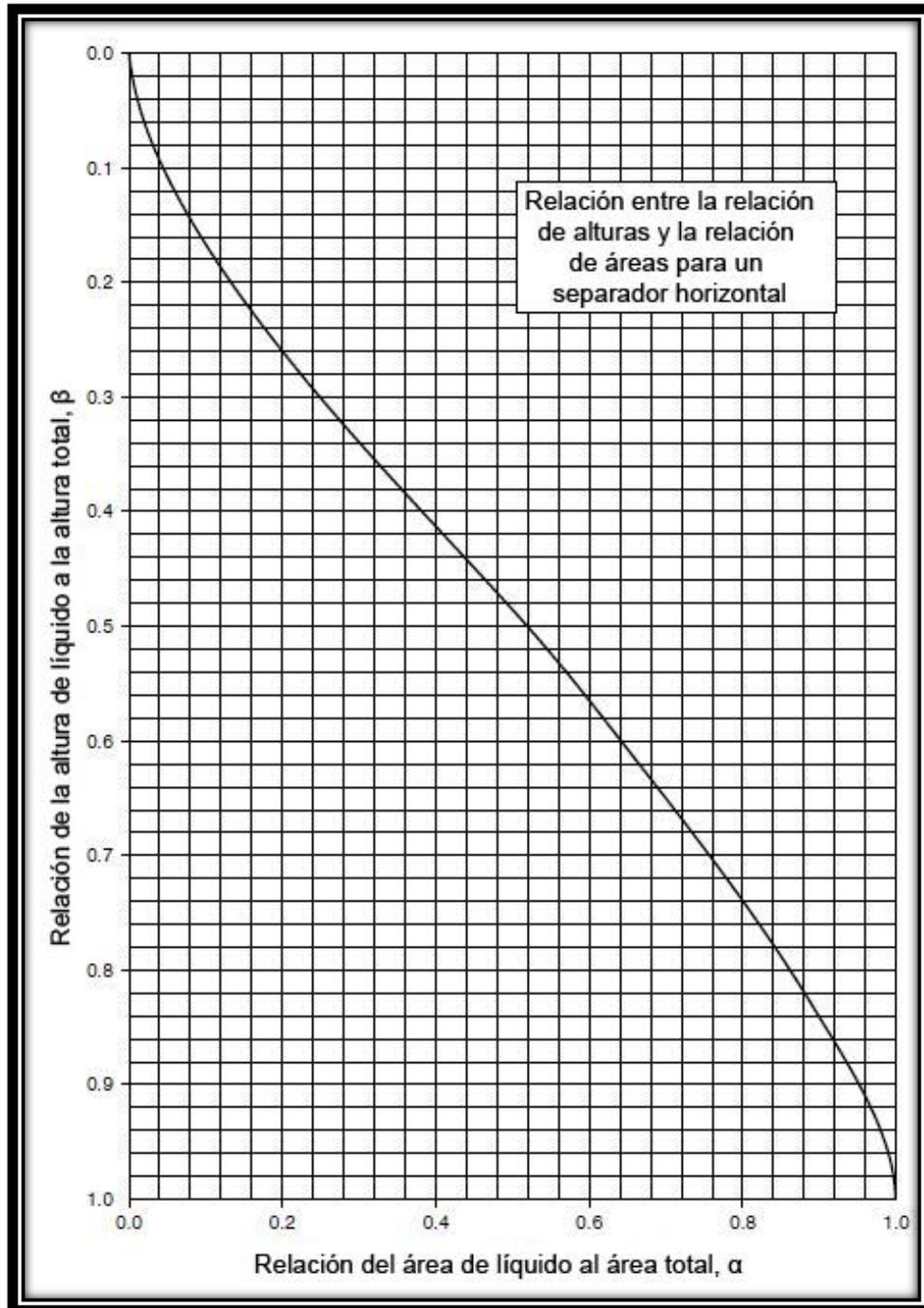


Figura 2-32 Constante de diseño: relación de áreas (α) vs. relación de alturas (β) para un separador horizontal bifásico lleno diferente de 50% de líquido (Modificado de Arnold et al., 2008).

Metodología de Diseño de un Separador Bifásico Horizontal que Opera a un Nivel de Líquido Diferente del 50% de su Capacidad.

1. Obtener la densidad del líquido, ρ_L , a partir de la densidad API.
2. Determinar el factor de compresibilidad z , empleando la Figura 2-29.
3. Se obtiene la densidad del gas empleando la Ecuación 2-25.
4. Determinar la viscosidad del gas utilizando la Figura 2-30.
5. Realizar el proceso iterativo descrito para obtener el coeficiente de arrastre:
 - a. Calcular una velocidad inicial de asentamiento de la gota de líquido con la Ecuación 2-26.
 - b. Determinar el número de Reynolds con la Ecuación 2-27.
 - c. Calcular el coeficiente de arrastre, C_D , usando la Ecuación 2-29.
 - d. Calcular la velocidad de asentamiento final, de acuerdo con la Ecuación 2-30.
6. Comúnmente se cuenta con β como dato, de lo contrario, se propone una para el diseño. A partir de esta información se puede obtener α de la Figura 2-32.
7. A partir de las constantes de diseño obtenidas previamente, se calcula la capacidad de gas y la capacidad de líquido con la Ecuación 2-32 y la Ecuación 2-33, respectivamente.
8. Considerando diámetros comerciales, se obtiene la longitud efectiva, tanto para la capacidad de líquido como para la de gas. Se genera una tabla para mostrar en orden los resultados.
9. Para cada longitud efectiva, se obtiene la longitud costura a costura. El uso de la Ecuación 2-23 o la Ecuación 2-24 dependerá de qué capacidad esté gobernando en el separador.
10. Con los valores anteriormente obtenidos, se calcula la relación de esbeltez empleando la Ecuación 2-31.
11. Se genera una tabla de relaciones de esbeltez.
12. Se realiza un gráfico donde se incluyan las relaciones de esbeltez, así como los diámetros vs la longitud de costura a costura del separador.
13. Selección de los diámetros de los separadores que cumplen con el criterio de la relación de esbeltez (3 – 4).

En el **Apéndice A** se muestra el ejemplo numérico, paso a paso, empleando esta metodología.

2.6.5 Separador Bifásico Vertical.

En los separadores verticales, debe mantenerse un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separen del gas que se mueve verticalmente. El requerimiento del tiempo de retención especifica una combinación de un diámetro y una altura del volumen del líquido. Cualquier diámetro mayor que el mínimo requerido para la capacidad de gas puede ser elegido (Arnold et al., 2008).

◆ Restricción por Capacidad de Gas.

El diámetro mínimo requerido por restricción de la capacidad de gas para un separador vertical bifásico se obtiene por medio la Ecuación 2-34.

$$d^2 = 5,040 * \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad 2-34$$

◆ Restricción por Capacidad de Líquido.

Para los separadores verticales, se recurre a la Ecuación 2-35 para obtener la altura de líquido (restricción por capacidad de líquido) en el separador.

$$d^2 * h = \frac{t_r * q_L}{0.12} \quad 2-35$$

Donde:

h = altura del nivel de líquido, pg.

◆ Longitud Costura a Costura.

Esta longitud puede ser estimada basándose en el diámetro y la altura de líquido, tal como se muestra en la **Figura 2-33**. Además, deben tomarse en cuenta los espacios destinados para cada sección del separador. La longitud costura a costura, L_{SS} , se calcula con las Ecuaciones 2-36 y 2-37.

$$L_{SS} = \frac{h + 76}{12}, \rightarrow \text{diámetros} \leq 36 \text{ pg.} \quad 2-36$$

$$L_{SS} = \frac{h + d + 40}{12}, \rightarrow \text{diámetros} > 36 \text{ pg.} \quad 2-37$$

Donde:

h = altura del nivel de líquido, pg .

d = diámetro interno de la vasija, pg .

♦ **Relación de Esbeltez.**

En cuanto a la relación de esbeltez, en los separadores verticales cuyo dimensionamiento es dominado por el líquido, es común elegir relaciones de esbeltez no mayores a 4 para mantener la altura de la sección de recolección de líquido a un nivel razonable. Comúnmente se eligen relaciones de entre 3 y 4, pero en ocasiones la restricción de altura puede forzar a optar por relaciones de esbeltez menores (Arnold et al., 2008).

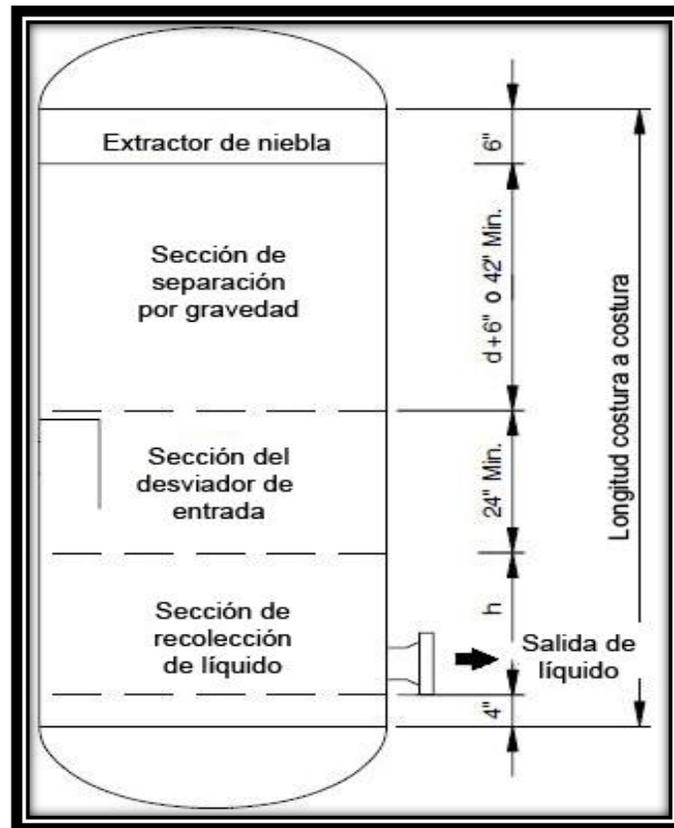


Figura 2-33 Longitud costura a costura de un separador vertical (Modificado de Arnold et al., 2008).

Metodología de Diseño de un Separador Bifásico Vertical.

1. Obtener la densidad del líquido, ρ_l , a partir de la densidad API.
2. Determinar el factor de compresibilidad z , empleando la Figura 2-29.
3. Se obtiene la densidad del gas empleado la Ecuación 2-25.
4. Determinar la viscosidad del gas utilizando la Figura 2-30.
5. Realizar el siguiente proceso iterativo para obtener el coeficiente de arrastre:
 - a. Calcular una velocidad inicial de asentamiento de la gota de líquido con la Ecuación 2-26.
 - b. Determinar el número de Reynolds con la Ecuación 2-27.
 - c. Calcular el coeficiente de arrastre, C_D , usando la Ecuación 2-29.
 - d. Calcular la velocidad de asentamiento final, de acuerdo con la Ecuación 2-30.
6. Determinar la capacidad de gas utilizando la Ecuación 2-34. Al despejar d en este paso, se obtendrá el diámetro mínimo requerido por la vasija.
7. Usando diámetros comerciales, así como diferentes tiempos de residencia, se obtiene la altura de nivel de líquido (capacidad de líquido) aplicando la Ecuación 2-35.
8. Con la información obtenida, se calcula la longitud costura a costura utilizando las Ecuaciones 2-36 y 2-37, dependiendo del caso.
9. Obtener las relaciones de esbeltez para cada escenario diseñado empleando la Ecuación 2-31.
10. Se genera una tabla de relaciones de esbeltez.
11. Elaborar un gráfico donde se incluyan las relaciones de esbeltez, la restricción del diámetro mínimo y los diámetros vs. las longitudes costura a costura.
12. Selección de los diámetros de los separadores que cumplen con el criterio de la relación de esbeltez óptima.

2.6.6 Separador Trifásico Horizontal con un Nivel de Líquido al 50% de su Capacidad.

Para dimensionar un separador trifásico de este tipo es necesario especificar un diámetro de la vasija así como una longitud costura a costura. Las consideraciones de la capacidad de gas y de tiempo de retención establecen combinaciones aceptables de diámetro y longitud.

◆ *Restricción de la Capacidad de Gas.*

De la misma manera que para un separador bifásico horizontal, se emplea la Ecuación 2-21 para determinar la capacidad de gas en la vasija.

◆ *Restricción por Tiempo de Retención.*

Arnold et al. (2008) explica que se requiere de cierto espacio en el separador para que el aceite alcance el equilibrio y el gas pueda ser liberado, y otro tanto para asegurar que las gotas de agua libre coalescan y puedan asentarse. Finalmente, se necesita de un espacio adicional para que las gotas de aceite que son arrastradas por el agua tengan el tiempo suficiente para coalescer y suban a la interfase agua – aceite. Por lo anterior, se presenta una guía práctica en la **Tabla 2-4**, en la que se muestran los tiempos de retención recomendados dependiendo de la densidad del aceite.

La Ecuación 2-38 permite obtener combinaciones de d y L_{eff} involucrando la restricción del líquido (agua y aceite) por tiempo de retención.

$$d^2 * L_{eff} = 1.42 * [(q_w * tr_w) + (q_o * tr_o)] \quad 2-38$$

Donde:

q_w = gasto de agua, bls/día.

q_o = gasto de aceite, bls/día.

tr_w = tiempo de retención del agua, minutos.

tr_o = tiempo de retención del aceite, minutos.

Tabla 2-4 Tiempo de retención para separadores trifásicos (Modificado de Arnold et al., 2008).

Tiempo de Retención del Aceite.

Densidad °API	Minutos
Condensado	2 – 5
Aceite ligero (30° – 40°)	5 – 7.5
Aceite intermedio (20° – 30°)	7.5 – 10
Aceite pesado (menor a 20°)	Mayor de 10

◆ **Máximo espesor de la sección de aceite.**

La Ecuación 2-39 permite conocer el máximo espesor de la sección en el separador destinada para el aceite. Esta altura permitirá que las gotas de agua puedan asentarse en el tiempo de retención del aceite.

$$h_o = \frac{0.00128 * tr_o * \Delta\gamma * d_m^2}{\mu_o} \quad 2-39$$

Donde h_o está dado en pulgadas y la viscosidad en centipoise.

La longitud costura a costura, L_{ss} , se determina dependiendo de qué restricción de líquido esté rigiendo en el diseño. Por su parte, la relación de esbeltez para este tipo de separadores deberá estar entre 3 y 5, pues así lo indica la experiencia de campo.

Metodología de Diseño de un Separador Trifásico Horizontal que Opera a un Nivel de Líquido al 50% de su Capacidad.

1. Calcular la diferencia de densidades relativas, empleando el agua y el aceite en la Ecuación 2-40.

$$\Delta\gamma = \gamma_w - \gamma_o \quad 2-40$$

2. Obtener el espesor máximo de la sección de aceite utilizando la Ecuación 2-39.
3. Determinar la fracción del área de la sección transversal del separador ocupada por agua, A_w/A , empleando la Ecuación 2-41.

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 * \frac{q_w * tr_w}{(tr_o * q_o) + (tr_w * q_w)} \quad 2-41$$

4. Determinar el coeficiente β empleando la **Figura 2-34**, para lo cual se entra a la gráfica con el valor de A_w/A previamente obtenido.

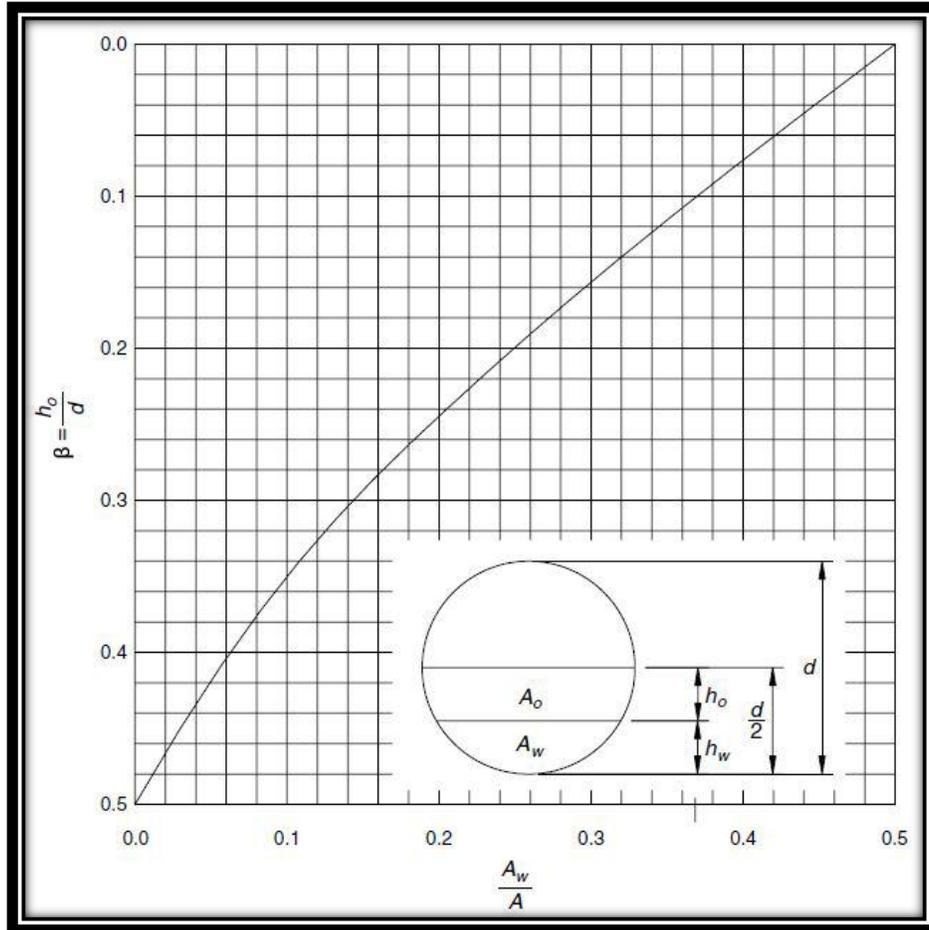


Figura 2-34 Coeficiente β para una vasija con nivel del líquido al 50% (Modificado de Arnold et al., 2008).

5. Calcular el diámetro máximo del separador recurriendo a la Ecuación 2-42.

$$d_{max} = \frac{h_o max}{\beta} \quad 2-42$$

6. Obtener las diferentes combinaciones de diámetros comerciales y longitudes efectivas utilizando la ecuación de restricción por capacidad de gas (Ecuación 2-21). Generar una tabla con los resultados obtenidos.

7. Empleando la Ecuación 2-38 (restricción por tiempo de retención de líquido), se determinan las combinaciones de diámetros comerciales y la longitud efectiva. Se agregan los resultados a la tabla para observar qué restricción gobierna en el separador.
8. Obtener la longitud costura a costura, L_{ss} , para cada longitud efectiva obtenida.
9. Realizar una última columna en la tabla donde se registren las relaciones de esbeltez. Para obtenerlas, se dispone de la Ecuación 2-31.
10. Construir un gráfico donde se incluyan las rectas que representen las relaciones de esbeltez, así como los diámetros comerciales vs. las longitudes costura a costura. Así mismo, incluir una recta que represente el diámetro máximo permitido para el separador.
11. Seleccionar las opciones (separadores) que cumplan con el criterio de selección con base en la relación de esbeltez (valores entre 3 y 5).

En el **Apéndice A** se muestra un ejemplo numérico empleando los pasos anteriores.

2.6.7 Separador Trifásico Horizontal con un Nivel de Líquido Diferente del 50% de su Capacidad.

◆ Restricción por Capacidad de Gas.

Para dimensionar un separador trifásico horizontal empleando esta restricción, y que opera con nivel de líquido diferente del nivel medio del equipo, se emplea la misma ecuación que para un separador bifásico, es decir, la Ecuación 2-32.

◆ Restricción por Tiempo de Retención.

La Ecuación 2-43 determina el diseño de la vasija por restricción por tiempo de retención de líquido:

$$d^2 * L_{eff} = \frac{(tr_o * q_o) + (tr_w * q_w)}{1.4\alpha} \quad 2-43$$

Donde α es el área fraccional de líquido dentro de la vasija. Este parámetro se obtiene mediante la **Figura 2-35**, ya que la altura fraccional de líquido (β) dentro del separador es un dato conocido.

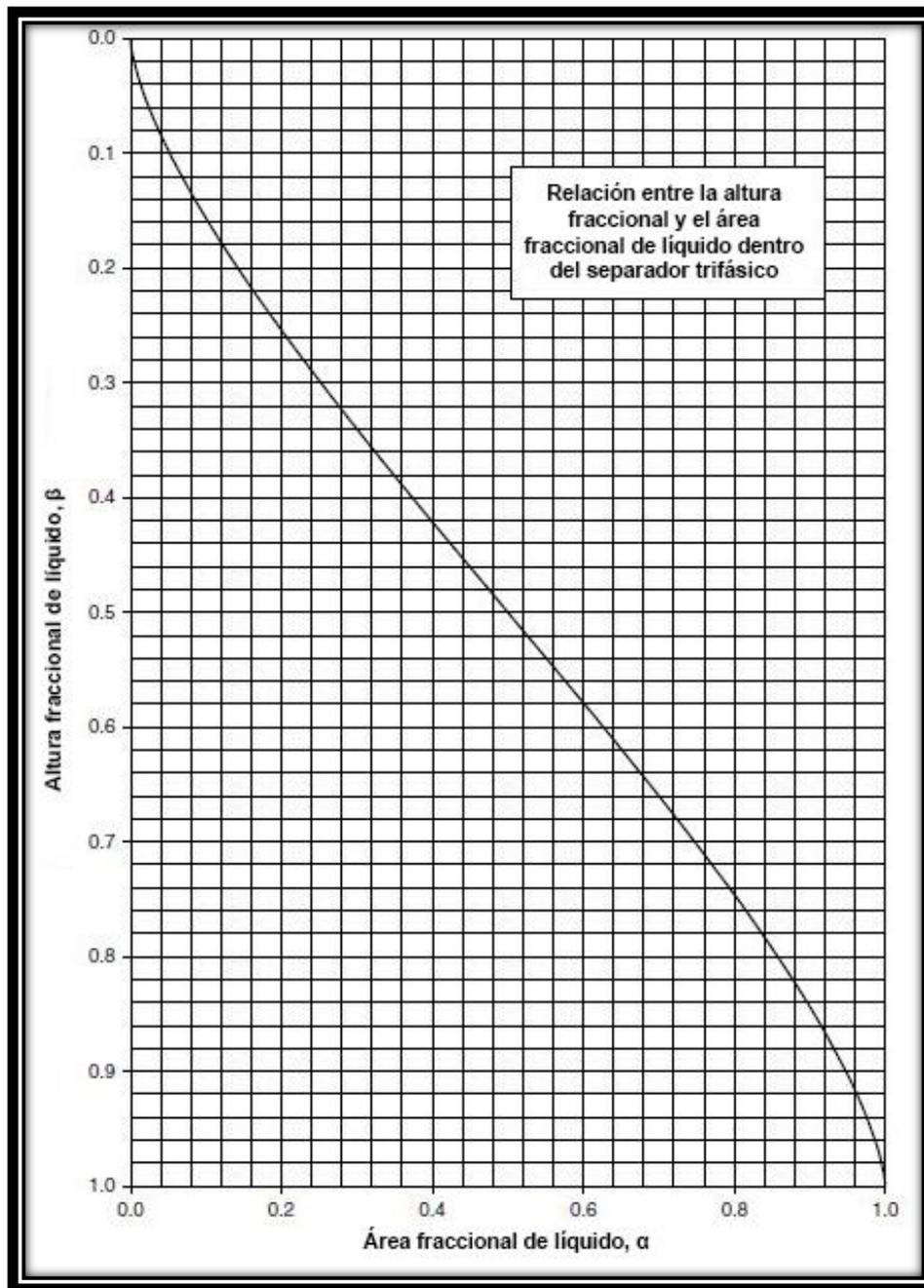


Figura 2-35 Constante de diseño por restricción por tiempo de retención para un separador trifásico horizontal con un nivel de líquido diferente del 50% (Modificado de Arnold et al., 2008).

Diseño de un Separador Trifásico Horizontal que Opera a un Nivel de Líquido Diferente del 50% de su Capacidad.

Para diseñar un separador de este tipo hay distintas alternativas: por un lado, se pueden solicitar los gastos de líquido que puede manejar un equipo determinado, o en su caso, se necesitará obtener los tiempos de retención de líquido para obtener una adecuada separación. Arnold et al. (2008) proponen las ecuaciones que a continuación se muestran para lograr los objetivos planteados.

La Ecuación 2-44 nos indica que la máxima altura (o espesor), que puede tener el aceite dentro del separador está en función de su tiempo de retención, de la diferencia de densidades relativas entre agua y aceite, y finalmente de la viscosidad del crudo.

$$h_o \text{ máx} = 320 * \frac{tr_o * \Delta\gamma}{\mu_o} \quad 2-44$$

Por su parte, en la Ecuación 2-45 se muestra el espesor máximo del agua que puede llegar a tener dentro de la vasija. Las viscosidades están dadas en *cp* y las alturas en *pg*.

$$h_w \text{ máx} = 51.2 * \frac{tr_w * \Delta\gamma}{\mu_w} \quad 2-45$$

La Ecuación 2-46 establece la relación que hay entre el área fraccional de agua dentro del separador y el área de líquido (agua y aceite) con los tiempos de retención de cada fase, con su respectivo gasto.

$$\alpha_w = \frac{\alpha_l * q_w * tr_w}{(q_o * tr_o) + (q_w * tr_w)} \quad 2-46$$

En el **Apéndice A** se muestran dos ejemplos numéricos, paso a paso, empleando las ecuaciones anteriores en dos casos distintos de diseño.

2.6.8 Separador Trifásico Vertical.

De la misma manera que para los separadores bifásicos verticales, el dispositivo debe tener un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separen del gas que se desplaza verticalmente. Además, éste diámetro deberá ser lo suficientemente grande para permitir que las gotas de aceite y líquido se asienten en su sección correspondiente.

◆ **Restricción por Capacidad de Gas.**

Del mismo modo que para un separador bifásico vertical, la restricción por capacidad de gas viene dada por la Ecuación 2-34.

◆ **Asentamiento de las Gotas de Agua y de Aceite.**

El diámetro mínimo (en pulgadas) que un separador de éste tipo requiere para que las gotas de agua se asienten a través del aceite, está determinado por la Ecuación 2-47. El tamaño de partícula a emplear es del agua.

$$d^2 = 6,690 * \frac{q_o * \mu_o}{\Delta\gamma * d_m^2} \quad 2-47$$

Por otro lado, para que las gotas de aceite puedan subir a través de la fase de agua, el diámetro se obtiene mediante la Ecuación 2-48. En este caso, el tamaño de la partícula es la del aceite.

$$d^2 = 6,690 * \frac{q_w * \mu_w}{\Delta\gamma * d_m^2} \quad 2-48$$

◆ **Restricción por Tiempo de Retención.**

Para el caso de los separadores verticales, la Ecuación 2-49 relaciona los tiempos de retención del agua y el aceite con sus respectivas alturas dentro del separador como sigue:

$$h_o + h_w = \frac{(tr_o * q_o) + (tr_w * q_w)}{0.12 * d^2} \quad 2-49$$

Donde:

h_o = altura de la capa de aceite, pg.

h_w = altura desde la salida del agua a la interfase, pg.

◆ **Longitud Costura a Costura.**

La longitud costura a costura para los separadores trifásicos verticales se calcula bajo el siguiente criterio, haciendo uso de las Ecuaciones 2-50 y 2-51.

$$L_{SS} = \frac{h_o + h_w + 76}{12}, \rightarrow \text{diámetros} \leq 36 \text{ pg.} \quad 2-50$$

$$L_{SS} = \frac{h_o + h_w + d + 40}{12}, \rightarrow \text{diámetros} > 36 \text{ pg.} \quad 2-51$$

◆ **Relación de Esbeltez.**

En los separadores verticales cuyo dimensionamiento está dominado por el líquido, es común elegir relaciones de esbeltez no mayores a 4. En la práctica, las elecciones ideales están entre 1.5 y 3 (Arnold et al., 2008).

Metodología de Diseño de un Separador Trifásico Vertical.

1. Calcular la diferencia de densidades relativas, utilizando la Ecuación 2-40.
2. Empleando la Ecuación 2-34, se determina el diámetro mínimo requerido de la vasija para que una gota de líquido se asiente a través de la fase gaseosa.
3. Obtener el diámetro mínimo requerido por las partículas de agua para asentarse a través de la fase de aceite, esto mediante la Ecuación 2-47.
4. Usando la Ecuación 2-48, calcular el diámetro mínimo requerido para que las gotas de aceite puedan ascender de la fase acuosa.
5. De los tres diámetros obtenidos, seleccionar el más grande como el diámetro interno mínimo requerido por el separador.
6. Calcular la altura total que van a ocupar los líquidos (agua y aceite) empleando la Ecuación 2-49, para los cual se usan diámetros comerciales disponibles. Se crea una tabla para mostrar los resultados obtenidos.
7. Obtener la longitud de costura a costura para cada diámetro, empleando las Ecuaciones 2-50 y 2-51, según sea el caso.
8. Calcular la relación de esbeltez para cada opción de diámetro usando la Ecuación 2-31.
9. Construir un gráfico donde se incluyan las rectas que representen las relaciones de esbeltez, así como los diámetros comerciales vs. las longitudes

costura a costura. Así mismo, incluir una recta que represente el diámetro mínimo requerido por el separador.

10. Con base en los resultados obtenidos, hacer la elección más adecuada del separador.

3. SEPARACIÓN NO CONVENCIONAL. EQUIPOS DE SEPARACIÓN CICLÓNICA.

Rosa, França y Ribeiro (2001) exponen que durante las últimas décadas la tecnología empleada en la separación gas – aceite en la industria petrolera se ha basado en su mayoría en procesos de separación por gravedad. Este tipo de sistemas de separación convencionales son vasijas grandes, pesadas y costosas, tanto para su compra como para su operación, especialmente en instalaciones costa afuera.

Kouba, Shoham y Shirazi (1995) explican que la necesidad de explotar las reservas de aceite costa afuera y disminuir los costos por concepto de equipos, ha hecho que la industria petrolera muestre interés en la investigación y desarrollo de alternativas innovadoras para la separación del gas y aceite, teniendo como objetivo diseñar equipos más compactos y de menor peso, y por lo tanto, de menor costo operativo.

Uno de los desarrollos más prometedores emplea el concepto de la separación ciclónica. Los equipos se caracterizan por su simplicidad (no hay partes móviles), son compactos, de bajo peso y costo reducido. Los sistemas diseñados de mayor relevancia son el *Separador Ciclónico (SC)* y el *Separador de Gas – Líquido Ciclónico Cilíndrico (Separador GLCC)* (Rosa et al., 2001).

La **Figura 3-1** muestra la curva “S” de desarrollo de las tecnologías de separación. Como se puede observar, los separadores convencionales (horizontales y verticales) tienen un alto grado de madurez en su desarrollo con respecto al tiempo, sólo con algunas mejoras y nuevos desarrollos en cuanto a dispositivos internos y sistemas de control se refiere. Los hidrociclones para la limpieza del agua producida están en la etapa de crecimiento, así como los *Slug Catchers*. Los separadores ciclónicos están en la región emergente, pues su desarrollo es mucho más reciente en comparación con los otros dispositivos.

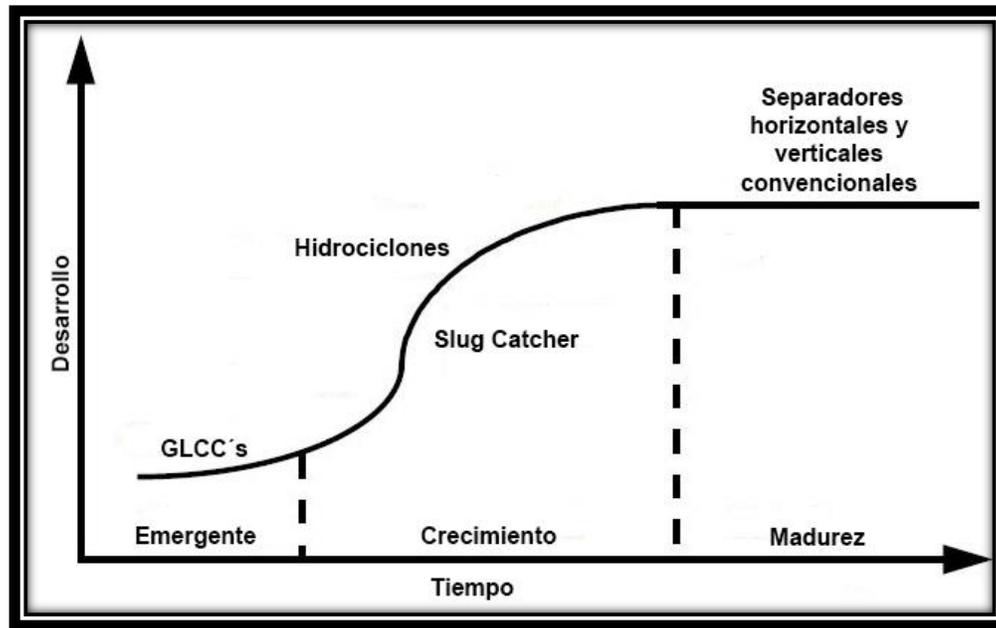


Figura 3-1 Curva de desarrollo de las tecnologías de separación (Modificado de Kouba et al., 1995).

3.1 Separador Ciclónico.

El separador de ciclón o ciclónico (SC) fue desarrollado conjuntamente por Petrobras y la Universidad Estatal de Campinas. Fue principalmente desarrollado como parte de una tecnología de potencia submarina para la producción de campos en aguas profundas (França et al., 1996).

El SC no tiene partes móviles. Dentro de la unidad la mezcla fluye principalmente en una trayectoria helicoidal, por lo tanto, resulta un proceso de separación mejorado, pues se combinan la fuerza centrífuga y la fuerza gravitacional para actuar sobre la mezcla gas – aceite (líquido). Esto hace un separador de menor tamaño y de menor peso (Rosa et al., 2001).

A pesar de un diseño poco complicado y de la simplicidad de su operación, los separadores de tipo ciclón no son ampliamente utilizados en la industria petrolera, pues la dificultad para predecir el comportamiento hidrodinámico es el mayor obstáculo para una aplicación más extensa.

3.1.1 Secciones de un Separador Ciclónico y su Principio de Operación.

En esta sección se abordan las tres principales secciones que tiene un separador de este tipo, así como los fenómenos que se observan en condiciones de operación normales y en su límite.

Rosa et al. (2001) explica que una operación exitosa se logra cuando la mezcla de gas – líquido a la entrada del equipo logra separarse en dos corrientes limpias a la salida del mismo: el flujo de gas a la salida debe estar libre de líquido, y viceversa para el flujo de líquido. Idealmente, el arrastre de líquido (líquido contenido en el flujo de descarga del gas) y el arrastre de gas (contenido de gas en el flujo de salida del líquido) deben ser nulos.

De manera general, el funcionamiento del separador es el siguiente: primero, la separación primaria ocurre cuando la corriente que entra al dispositivo sale por la tobera y fluye, como una película de líquido con burbujas dispersas, sobre la pared interna de la cámara de expansión; es aquí donde una gran cantidad de gas se separa del líquido. Luego, el fluido entra al canal helicoidal, donde toma lugar la separación secundaria; la cantidad de gas que se separa en esta sección fluye a través de los agujeros de la tubería interna para así llegar a la tubería de salida del gas. Finalmente, el líquido y algunas partículas remanentes de gas se asientan en la sección del fondo del equipo, que a su vez, redirige el líquido hacia la línea de succión de la bomba del equipo de Bombeo Electro – Centrífugo. La **Figura 3-2** muestra un esquema de las secciones y componentes descritos de un separador de éste tipo.

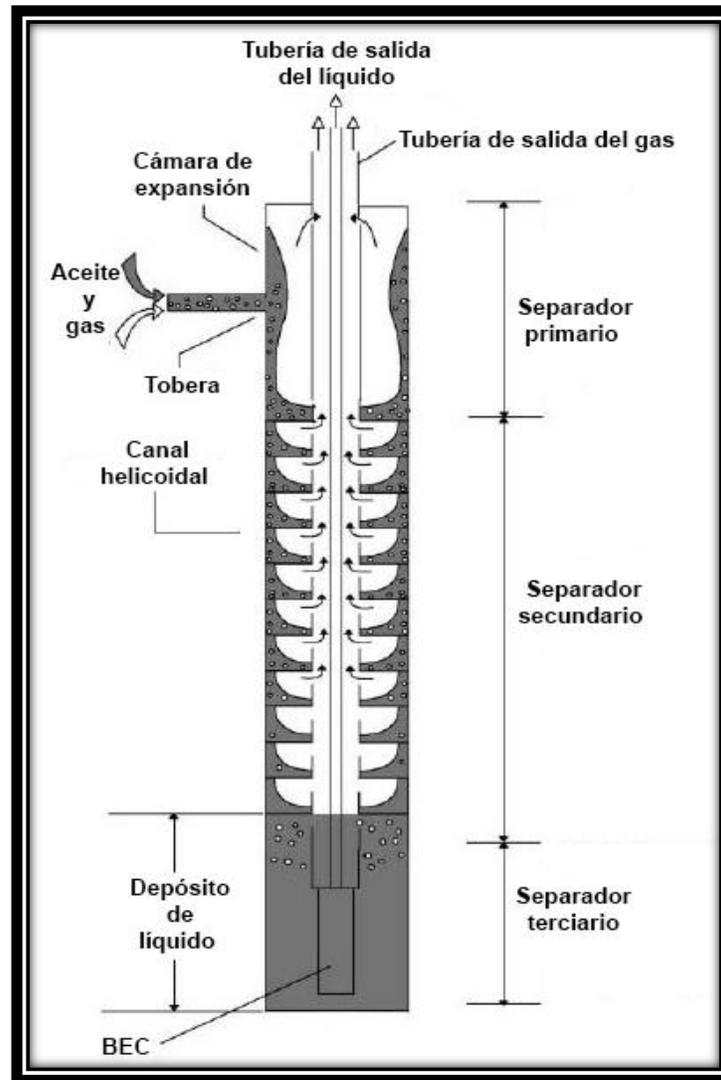


Figura 3-2 Diagrama de un separador ciclónico (Modificado de Rosa et al., 2001).

Separador Primario.

También denominado cámara de expansión, es donde la tobera de entrada impone un impulso a la mezcla de gas – aceite y la descarga sobre la pared cilíndrica. La mezcla comienza a rotar sobre la pared, formando una película de líquido con burbujas dispersas de gas.

Rosa et al. (2001) explica que a medida que la película se mantiene rotando, más gas se logrará separar y por lo tanto, éste se añadirá a la corriente interna de gas del dispositivo; éste escenario descrito es el que generalmente ocurre bajo condiciones de operación normales, como se muestra en la **Figura 3-3** (escenario A).

Uno de los problemas se genera cuando hay una alta velocidad a la salida de la tobera, pues el líquido asciende por la pared de la cámara (escenario B de la Figura 3-3). Si el líquido llega a los orificios y ranuras superiores que conectan la cámara con la línea de descarga, éste entra en la corriente de salida del gas, generándose un arrastre de líquido. Otro factor que influye es un inadecuado diseño de la cámara de expansión.

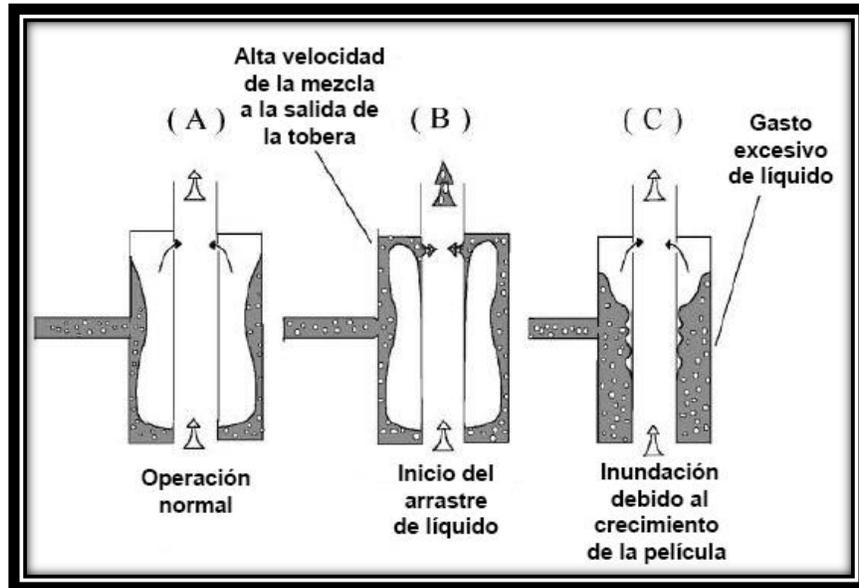


Figura 3-3 Cámara de expansión y sus condiciones de operación (Modificado de Rosa et al., 2001).

Otro de los fenómenos es la inundación de la cámara de expansión, la cual se caracteriza por un espesor excesivo de la película de líquido (escenario C), la cual bloquea el espacio anular del interior de la cámara: el líquido se acumula y fluye intermitentemente hacia el canal helicoidal. La inundación ocurre cuando la capa de líquido no cubre igualmente la pared interna debido a la baja velocidad a la salida de la tobera, y bruscamente, se incrementa el gasto y éste sobrepasa la capacidad del separador primario.

A pesar de las restricciones operativas, la separación más importante toma lugar en la cámara de expansión (aproximadamente 70% del gas se separa en ésta sección).

Separador Secundario.

La gravedad es la principal fuerza de impulso en este elemento, y en menor medida, lo es la fuerza centrífuga. A lo largo del separador secundario, la mezcla fluye hacia abajo por el canal helicoidal como un canal de flujo abierto.

Rosa et al. (2001) expone que en esta sección hay gas residual disperso en forma de burbujas. A medida que dicho gas se libera, éste fluye a lo largo de la parte interior – superior de la hélice antes pasar a la línea de salida del gas a través de los agujeros perforados en la parte superior de la pared interna del canal. La **Figura 3-4** muestra la representación del flujo dentro de la hélice en el separador secundario.

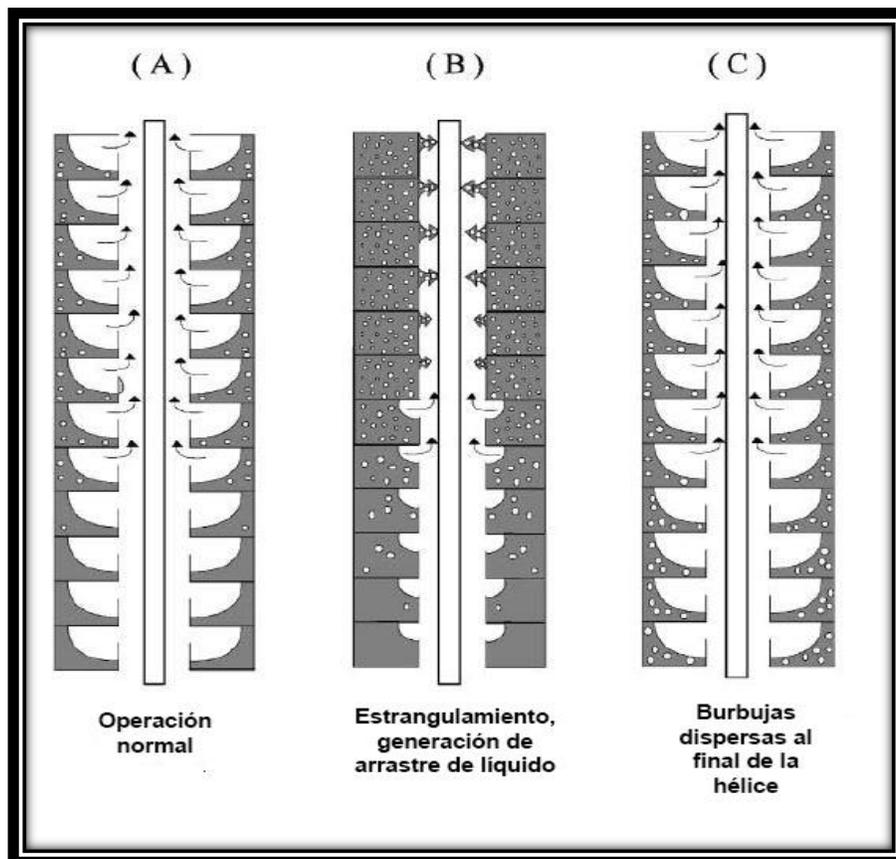


Figura 3-4 Separador secundario y sus condiciones de operación (Modificado de Rosa et al., 2001).

En el escenario A se exponen las condiciones normales de operación, mientras que para los incisos B y C se describen las condiciones de operación límite.

La problemática del estrangulamiento (inciso B), ocurre a lo largo de los primeros niveles de la hélice. Cuando esto pasa, la presión aumenta y un flujo de dos fases se descarga en el colector de gas, es decir, en la tubería interior. El líquido que entra a la tubería puede atrapar gas y provocar inestabilidades de flujo, desencadenando el arrastre de líquido. Por ello, el tema más importante al momento de diseñar estos separadores es conocer el patrón de flujo que gobierna en la tubería.

En el otro caso, las burbujas de la capa de líquido en la parte inferior de la hélice (escenario C de la Figura 3-4) permanecen cuando su tiempo de residencia dentro del canal es más corto que el tiempo que necesitan para viajar a lo largo de la capa de líquido para alcanzar la interfase gas – líquido. La existencia de burbujas dispersas en la parte final de la hélice es función del gasto de líquido, de la relación de densidades gas – líquido, viscosidad del líquido, tamaño de las burbujas y de la forma, longitud y número de pliegues de la hélice.

Separador Terciario.

La tercera etapa de separación ocurre en la parte más baja del separador y es controlada por la acción de la gravedad. Su función es extraer las burbujas de gas remanentes en el líquido, así como las que se llegasen a formar cuando el líquido golpea el depósito. Un objetivo adicional es el de dirigir el líquido hacia la línea de succión de la bomba del equipo para Bombeo Electro – Centrífugo, pues ésta es la última barrera para evitar que el gas entre en la bomba del BEC (Rosa et al., 2001).

Las condiciones de operación del separador terciario se muestran en la **Figura 3-5**. En el escenario A se muestran las condiciones de operación normales, donde el gas se libera sin ningún problema hacia la tubería interna. Por otro lado, en el escenario B, ocurre el arrastre de gas hacia el fondo, que es cuando las burbujas entran en la línea de succión de la bomba, debido principalmente a la alta velocidad generada por la misma.

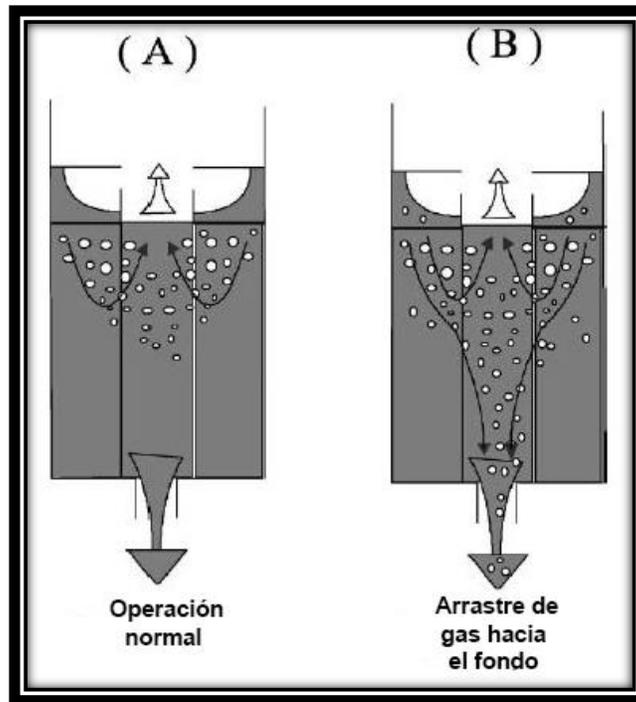


Figura 3-5 Separador terciario y sus condiciones de operación (Modificado de Rosa et al., 2001).

3.1.2 Aplicaciones potenciales.

El separador ciclónico (SC) fue primeramente considerado para operaciones submarinas. Ya instalado, sería capaz de procesar la producción de varios pozos. Después de la separación, los fluidos fluirían a la plataforma en líneas de transporte individuales, impulsadas por un BEC convencional (para el líquido), o impulsadas por la presión dentro del separador (para el gas). En esta aplicación típica el SC contribuiría a la explotación de campos petroleros aislados, permitiendo el transporte de la producción a plataformas más lejanas (Rosa et al., 2001). Sin embargo, existen diversas limitaciones con respecto a este equipo.

Actualmente, no está disponible una bomba sub sumergible para generar la presión necesaria para transportar el petróleo a la plataforma, en una tubería típica, desde una instalación situada a más de 600 metros por debajo del nivel del mar. Para superar esta limitación y extender su uso en aguas profundas, se puede concebir un sistema de potencia combinando el SC con el Bombeo Neumático (BN) para transportar la corriente de fluidos (Rosa et al., 2001).

Existen otras aplicaciones costa adentro del separador de ciclón, incluso para operaciones en instalaciones terrestres. Puede ser empleado como una combinación de un slug catcher y un pre – separador, recibiendo y procesando la producción las fases antes de entrar a una unidad convencional.

Más recientemente, un nuevo diseño de este separador ha sido implementado para hacerlo capaz de manejar las fuertes transiciones de flujo que ocurren durante las operaciones de perforación bajo balance. El SC utilizado es capaz de trabajar como un separador de tres fases (gas, líquido y partículas sólidas) (Rosa et al., 2001).

3.2 Separador de Gas – Líquido Ciclónico Cilíndrico.

El separador GLCC, como el que se muestra en la **Figura 3-6**, es un separador simple, compacto y de bajo costo que puede ser utilizado como una alternativa económicamente atractiva a los separadores convencionales, especialmente en operaciones costa adentro.

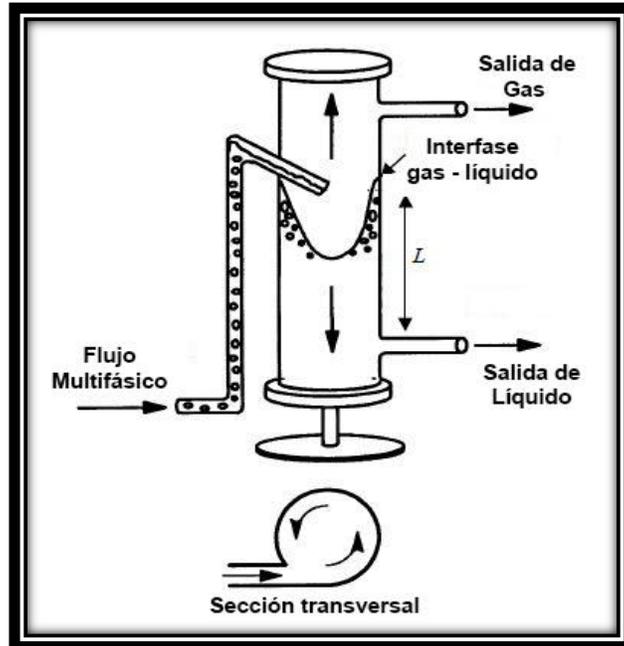


Figura 3-6 Configuración de un separador de gas – líquido ciclónico cilíndrico (Modificado de Gomez et al., 2000).

Gomez, Mohan, Shoham y Kouba (2000) describen al también denominado *ciclón cilíndrico* como una tubería instalada de manera vertical con una entrada tangencial inclinada hacia abajo, con salidas en la parte superior e inferior de la tubería. Este equipo no tiene partes móviles ni dispositivos internos. Debido a la entrada tangencial, el flujo entrante forma un remolino que genera fuerzas centrífugas, con las cuales el líquido es impulsado radialmente hacia la pared interna del cilindro y es recolectada en el fondo, mientras el gas se mueve hacia el centro del ciclón y viaja hacia la parte superior, logrando así la separación.

3.2.1 Comparación entre los Separadores Ciclónicos Cilíndricos y los Separadores Convencionales.

La importancia de esta tecnología radica en que las dimensiones compactas y el menor peso de un separador significan un ahorro potencial para la industria, especialmente para instalaciones costa afuera, en donde los equipos de separación de la producción son usualmente los más grandes y pesados. (Gomez et al., 2000).

Un estudio de comparación de dimensiones fue llevado a cabo por Kouba y Shoham como investigación preliminar para ayudar en la toma de decisiones para la elección apropiada de un separador. Ellos proporcionaron una comparación entre el tamaño de un ciclón cilíndrico y el de un separador vertical y horizontal convencionales para un campo operado por Chevron. Las dimensiones para manejar un gasto de gas $q_g = 70 \text{ MM pies}^3@c.e./\text{día}$ y un gasto de aceite, $q_o = 100,000 \text{ bls}/\text{día}$, se observan en la **Figura 3-7**. La comparación revela una reducción significativa del tamaño cuando se utiliza un separador ciclónico cilíndrico.



Figura 3-7 Comparación entre las dimensiones de separadores (Modificado de Gomez et al., 2000).

3.2.2 Aplicaciones de los Separadores GLCC.

Siendo una nueva tecnología, muy poca información está disponible sobre el diseño y desempeño óptimo de los separadores ciclónicos cilíndricos. A pesar de la falta de información, los separadores GLCC han sido aplicados en diversos ámbitos y los casos se han reportado con éxito.

Gomez et al. (2000) explican que dentro de las aplicaciones potenciales de este equipo se tienen las siguientes:

- Como controlador de la relación gas – líquido para flujo multifásico en medidores y bombas.
- Medidor portátil en pruebas de pozo.
- Separación submarina.
- Como pre – separador corriente arriba de un slug catcher o de un separador primario (tanto para operaciones terrestres como marinas).

Aplicación de Campo No. 1: Circuito de Medición Multifásico Utilizando Medidores Monofásicos.

Un sistema de ciclón cilíndrico requerido para una aplicación en un circuito de medición multifásico empleando medidores de flujo monofásicos en las líneas de flujo de gas y líquido, donde se requería una separación completa, fue diseñado para la Estación de Flujo EF – 1 – 9 en el Lago Maracaibo, operado por PDVSA, en Venezuela. Los datos de producción mostraron que el dispositivo requería

manejar la producción proveniente de 24 pozos: de 683 a 4,597 $Mpies^3@c.e./día$ de gas y de 43 a 3,033 $bls/día$ de aceite.

La configuración del separador ciclónico cilíndrico propuesto se muestra en la **Figura 3-8** con sus diámetros respectivos de cada tubería, así como las del separador. Como se puede apreciar, una sola tubería de gas no es capaz de manejar toda la producción proveniente de los 24 pozos, es por ello que la solución propuesta fue usar dos tuberías en paralelo.

Gomez et al. (2000) comentan que esta aplicación de campo demuestra exitosamente que el separador ciclónico cilíndrico puede ser configurado en un circuito de medición multifásica y utilizar medidores monofásicos de manera independiente en cada tubería para líquido y gas, principalmente donde se requiere una separación completa de las fases.

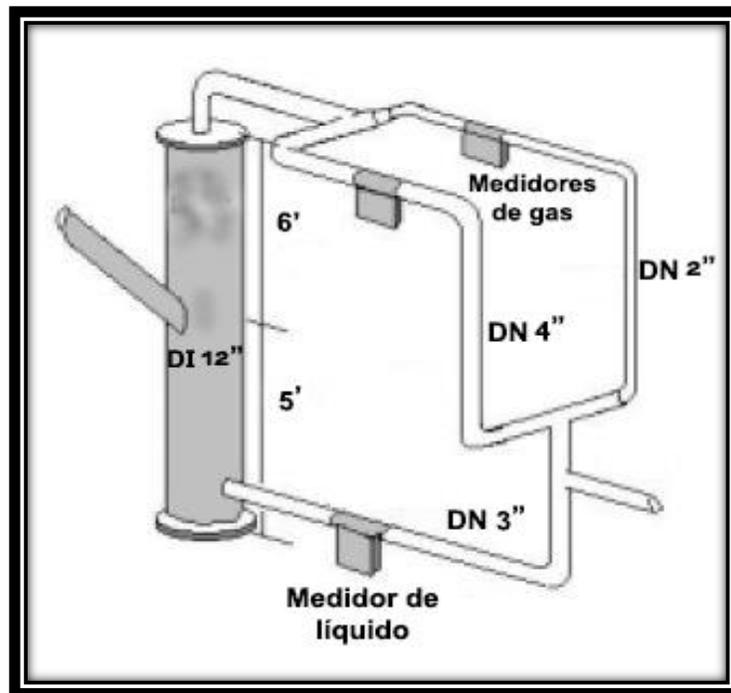


Figura 3-8 Circuito de medición multifásico con separador GLCC y medidores monofásicos (Modificado de Gómez et al., 2000).

Aplicación de Campo No. 2: Circuito de Medición Multifásico Utilizando Medidores Multifásicos.

Un separador de ciclón cilíndrico fue requerido por ARCO en Alaska para remover parcialmente el gas de un sistema de aceite con alta RGA, corriente arriba de un medidor multifásico. Otro de los objetivos fue reducir el tamaño del medidor. El sistema no necesitó una separación completa de gas y líquido.

Un esquema del diseño propuesto para esta aplicación, con sus dimensiones correspondientes, se muestra en la **Figura 3-9**. El diseño tuvo como objetivo eliminar completamente el arrastre de líquido en la corriente de gas en la parte superior del separador, de tal manera que se pudiese usar un medidor monofásico en la línea de gas.

La aplicación comprueba que el uso de un separador GLCC puede ser efectivo en operaciones en las que hay una separación parcial de las fases si se usan medidores multifásicos, ya sea en la línea de gas o en la línea de aceite.

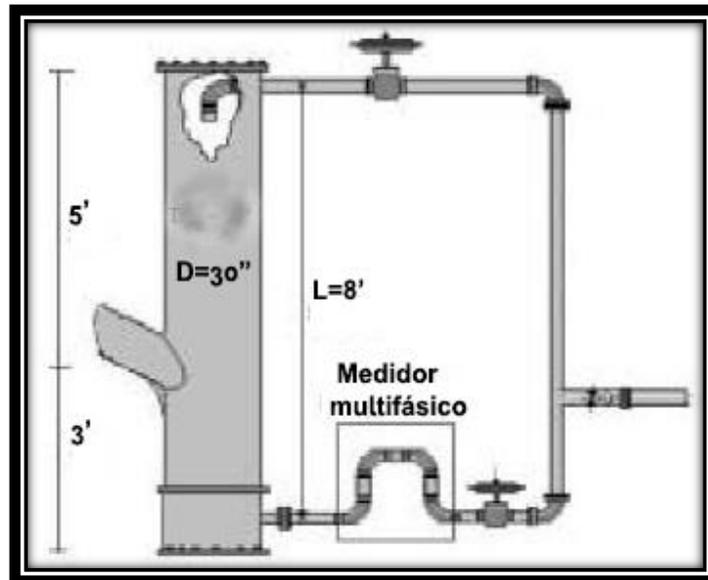


Figura 3-9 Circuito de medición multifásico con separador GLCC y medidor multifásico (Modificado de Gomez et al., 2000).

Aplicación de Campo No. 3: Separador Ciclónico Cilíndrico como un Pre – Separador Externo.

El uso de un separador GLCC como un pre – separador puede brindar ventajas considerables en términos de una mejor eficiencia y dimensiones reducidas. En este estudio el separador fue diseñado para operar en un campo de gas húmedo, de Petrobras en Brasil, como un pre – separador para atenuar el efecto del bacheo corriente arriba del separador principal. Los gastos de líquido y gas son de 1,786 bls/día y 461 Mpies³@c.e./día, respectivamente.

Un esquema del sistema diseñado se muestra en la **Figura 3-10**, tendiendo el separador un diámetro interno de 6 pulgadas. En esta configuración la línea de gas del separador ciclónico cilíndrico se conecta a la parte superior del separador horizontal existente, mientras que la línea para el líquido se conecta a la parte inferior del mismo.

El uso de este tipo de separador como un pre – separador externo extiende el rango de operación y la capacidad del separador existente. Otra ventaja es el modo de operar más silencioso de la vasija con menos turbulencia, lo que puede conducir a un tiempo de residencia mayor y una menor generación de emulsión (Gomez et al., 2000).

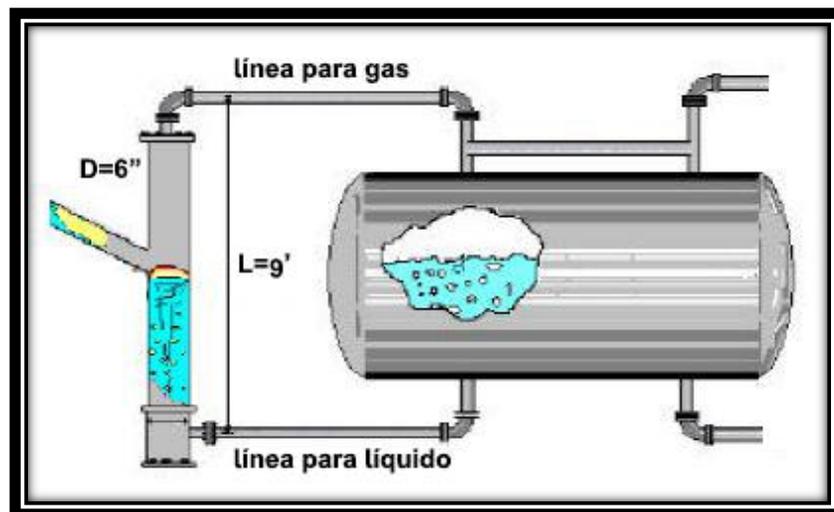


Figura 3-10 Configuración de un separador GLCC como pre – separador (Modificado de Gomez et al., 2000).

Aplicación de Campo No. 4: Separador GLCC como Separador Primario.

Gomez et al (2000) explica que en esta aplicación, se requirió lograr una separación total de las fases, sin arrastre de líquido ni de gas, respectivamente. El equipo contó con una línea para el gas y otra para el aceite para evitar la recombinación de fases. En esta aplicación es esencial un controlador de nivel de líquido en el equipo para eliminar el arrastre de líquido en la corriente de gas y viceversa.

La aplicación fue implementada por Unocal overseas. El equipo se implementó para que fuese capaz de manejar una producción de aceite de 59,800 *bls/día* y un gasto de gas de 67,180 *Mpies³@c.e./día*, a 600 *lb/pg²*. El esquema de la configuración del equipo se observa en la **Figura 3-11**.

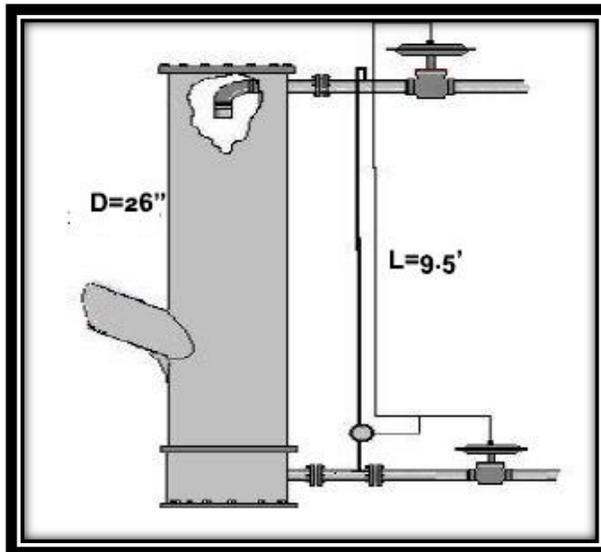


Figura 3-11 Separador ciclónico cilíndrico como separador primario (Modificado de Gomez et al., 2000).

Gomez et al. (2000) comenta finalmente que los resultados de la aplicación en campo del separador de gas – líquido ciclónico cilíndrico demuestran que los equipos de separación compactos pueden tener un gran impacto cuando se trata de aumentar la capacidad en las plataformas petroleras o distribuir la producción temprana. El uso de estos separadores GLCC en lugar de los separadores convencionales puede ahorrar costosas operaciones de mantenimiento.

4. TECNOLOGÍAS DE SEPARACIÓN EN INSTALACIONES SUBMARINAS.

En la actualidad, los equipos de separación convencional continúan siendo utilizados en la mayoría de los campos petroleros del mundo, incluso en instalaciones costa afuera. Sin embargo, en esta última se presentan condiciones, tanto económicas como operativas, en las que ha resultado necesario implementar el uso de equipos de separación distintos de los convencionales.

El concepto de separación submarina se ha planteado nuevos retos. La separación de fluidos petroleros usualmente se realiza con separadores horizontales o verticales convencionales en el que el tiempo de retención, junto con la gravedad, ayuda a llevar a cabo dicha tarea. En campos maduros, donde existen altos cortes de agua, o en yacimientos de aceite pesado y muy viscoso, el tiempo dentro de los equipos no es suficiente para lograr una adecuada separación.

Las alternativas que se han desarrollado involucran, por ejemplo, el concepto de fuerza centrífuga, el cual es utilizado para los equipos *en línea*. Otros involucran los coalescedores electrostáticos como un elemento interno adicional a los convencionales. Hay soluciones que implican el integrar un sistema de separación más complejo, en el que se utilicen varios dispositivos de separación.

Finalmente, existen compañías petroleras que han optado por dar un giro en cuanto a desarrollo tecnológico se refiere, ya que sus ideas abarcan el uso de unidades móviles de separación y almacenamiento de la producción, tanto para aguas profundas, como para la investigación en nuevas localizaciones con alto potencial petrolero.

4.1 Proceso de Separación Electrostático Compacto.

Wallace, Taggart, Manen y Sams (2008) explican que en instalaciones submarinas, la optimización del peso de los equipos, así como el espacio que ocupan, son la premisa más importante. La tecnología de separación compacta tiene el potencial para ser aplicada ya sea en superficie o en instalaciones

submarinas, pues el equipo de separación compacto (electrostático) es del “tamaño de una tubería”, por tanto, su tamaño y peso son reducidos. Usar esta tecnología en un ambiente marino puede proporcionar grandes ventajas económicas en aplicaciones en aguas profundas.

4.1.1 Proceso del Separador Compacto.

Wallace et al. (2008) comentan que uno de los usos potenciales de un separador compacto en un proceso es como un separador inicial antes de llevar la producción a las instalaciones superficiales. Este proceso consta de tres componentes que trabajan conjuntamente, como se muestra en la **Figura 4-1**. El primer componente es un acondicionador de flujo, en el cual entra la corriente principal proveniente del pozo; el equipo está compuesto de un depurador de torbellino (desgasificador) junto con un pequeño FWKO.

Después de que el aceite húmedo (aceite y agua) es desgasificado, éste viaja hacia el separador compacto donde se espera que las partículas de agua coalezcan y se separen del aceite. Luego, el aceite “más seco” proveniente del separador compacto se combina con el gas que viene del desgasificador y llevado después a superficie. Finalmente, el agua (salmuera) del FWKO y del separador compacto se somete a un tratamiento final en el separador de tubería, para así poder enviarla a un pozo inyector.

4.1.2 Configuraciones de un Separador Compacto.

El separador compacto (desarrollado por NATCO) puede ser instalado de diferentes maneras, pues la flexibilidad para hacerlo radica en que el equipo tiene las dimensiones similares a las de una tubería. La instalación puede ser en serie, para poder obtener aceite más seco (la menor cantidad de agua), o en paralelo, para incrementar la capacidad de manejo de volumen.

A medida que la mezcla de agua – aceite entra al separador, ésta es sujeta a un campo electrostático el cual hace que las gotas de agua coalezcan. Las partículas más grandes se juntan y fluyen hasta el depósito de agua, para posteriormente salir. Por otro lado, las partículas más pequeñas continúan viajando con el aceite

hasta encontrar un segundo electrodo para poder separarse del crudo (Wallace et al., 2008).

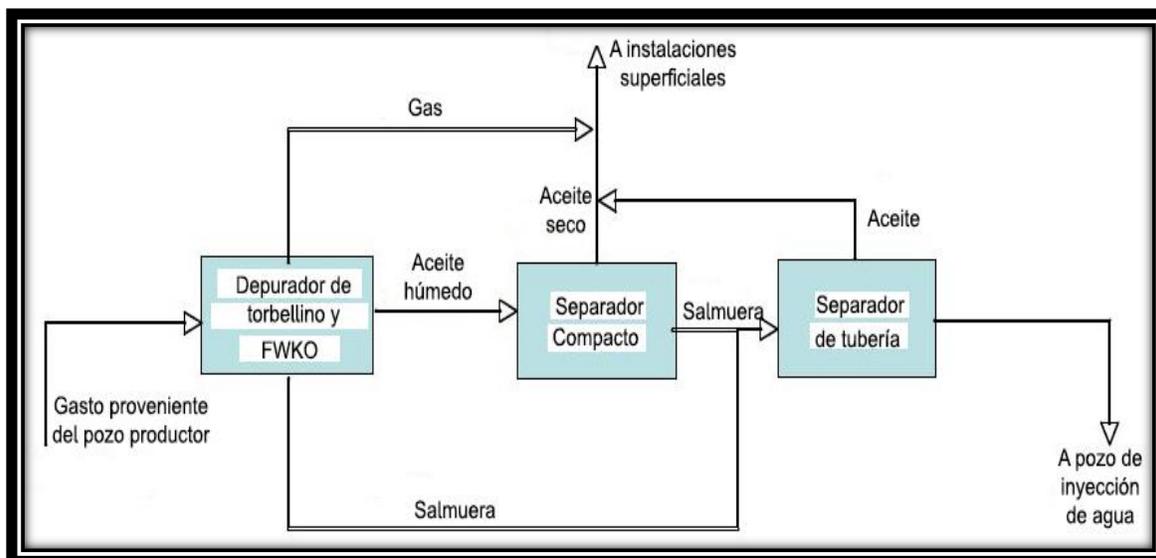


Figura 4-1 Proceso de separación compacto (Modificado de Wallace et al., 2008).

El separador electrostático compacto permite utilizar vasijas del tamaño similar al de una tubería, y esto permite la optimización del desempeño de la separación y de los tamaños de equipos, pues al existir esa facilidad de arreglo (en serie o paralelo), permite actualmente separar hasta 95% del agua de la corriente proveniente del pozo.

4.2 Pazflor, Tecnología en el Desarrollo de Aguas Profundas.

Bon (2009) explica que Pazflor, lanzado en 2007, fue el mayor proyecto petrolero desarrollado por la compañía TOTAL, en el cual se previó que se elevaría la capacidad de producción costa afuera en Angola, a más de 700,000 barriles por día. Lo anterior fue programado para mediados de 2011. Pazflor fue un paso tecnológicamente innovador en el desarrollo de aguas profundas, pues involucró nuevos retos tecnológicos, ya que éste produciría dos tipos de aceite provenientes de cuatro yacimientos dispersos con un solo FPSO (Floating Production, Storage and Offloading), tal como el que se muestra en la **Figura 4-2**.

Los aceites pesados y viscosos de los tres yacimientos del Mioceno (Hortensia, Perpetua y Zinia) serían producidos utilizando tecnología de separación submarina

innovadora; tres unidades para separación gas – líquido y para bombeo instaladas en el lecho marino, constituyéndose así las primeras en su tipo a esta escala.



Figura 4-2 Diseño del proyecto Pazflor (Modificado de Bon, 2009).

4.2.1 Un Doble Proceso en un FPSO.

El FPSO de Pazflor tiene la capacidad de almacenamiento de 1.9 millones de barriles, mientras que las instalaciones en su parte superior están dimensionadas para procesar cerca de 220,000 barriles de aceite y tratar 311,000 barriles de agua diariamente. Además, cuenta con una capacidad de manejo de gas de 4.3 millones de metros cúbicos por día (Bon, 2009).

El FPSO para el proyecto fue el primero en su tipo, pues fue diseñado para procesar dos fluidos de características diferentes simultáneamente: el aceite pesado del Mioceno y el crudo ligero de la estructura del Oligoceno (Campo Acacia). Ésta unidad, la cual se muestra en la **Figura 4-3**, tiene una capacidad de generación de potencia de 120 MW para todas las instalaciones, y una disponibilidad en superficie mayor, necesaria particularmente para mayores tiempos de retención en los separadores.



Figura 4-3 FPSO de Pazflor (Modificado de Bon, 2009).

4.2.2 Sistemas de Separación Submarina: Una Especificación de Pazflor.

Bon (2009) expone que en el proyecto Pazflor, la producción de los yacimientos del Mioceno está totalmente basada en la separación submarina de gas – líquido. Esto claramente indica que el elemento crítico del sistema es la selección de las tecnologías que se emplean para hacer de éste proyecto el primero y único en el mundo.

Selección del Equipo de Separación Submarina para Pazflor.

Durante los estudios conceptuales, se consideraron tres posibles métodos para llevar a cabo la explotación de los campos del Mioceno (Bon, 2009), los cuales fueron:

1. Bombeo multifásico submarino con un circuito de producción convencional: éste fue descartado muy pronto, debido a la alta diferencia de presión que requerían generar las bombas. Instalar las bombas en serie implicaba un incremento en los costos y demanda de energía, lo cual no fue una solución técnicamente factible.

2. Bombeo multifásico submarino en conjunto con bombeo neumático: las principales restricciones percibidas fueron la complejidad y el costo de aplicar la inyección de gas en una corta columna de aceite del Mioceno.
3. Separación submarina de gas – líquido con líneas de producción individuales: se investigó la separación de líquido y gas a etapas tempranas y se llegó a la conclusión de que ésta podría ser una buena alternativa, reemplazando los circuitos de producción por líneas de producción independientes.

Después de que estudios técnicos, de confiabilidad y de riesgos se llevaran a cabo, la separación submarina de gas – líquido con líneas de producción individuales fue seleccionada como el concepto de desarrollo para los campos del Mioceno.

Características y Beneficios del Concepto de Separación Submarina para Pazflor.

Para el área del Mioceno, considerando la instalación de tres Unidades de Separación Submarinas se tienen:

a) Características operativas:

- La activación del sistema (separador más bombas) brinda la energía adicional requerida para sostener el perfil de producción del Mioceno Superior.
- El líquido y el gas que salen del separador son producidos fuera de la región de formación de hidratos, como se muestra en la **Figura 4-4**. La parte multifásica del sistema, corriente arriba, se conserva por despresurización, lo que evita la necesidad de realizar corridas de diablo.
 - El aceite no es parafínico, así disminuye más la necesidad de ejecutar corridas de diablo.

b) Reducción de costos (beneficios):

- Debido a la existencia de las unidades de separación, la longitud de las líneas de flujo para la producción son más cortas, además, no se requiere de manifolds.
- Por los requerimientos de aislamiento reducido, ya que hay menor longitud de tubería.

- Por el menor uso de risers, pues ya no se implementará el bombeo neumático.
- En el FPSO, pues el requerimiento de capacidad de compresión es menor (no es necesario el BN). Además, el tamaño del primer separador será menor.

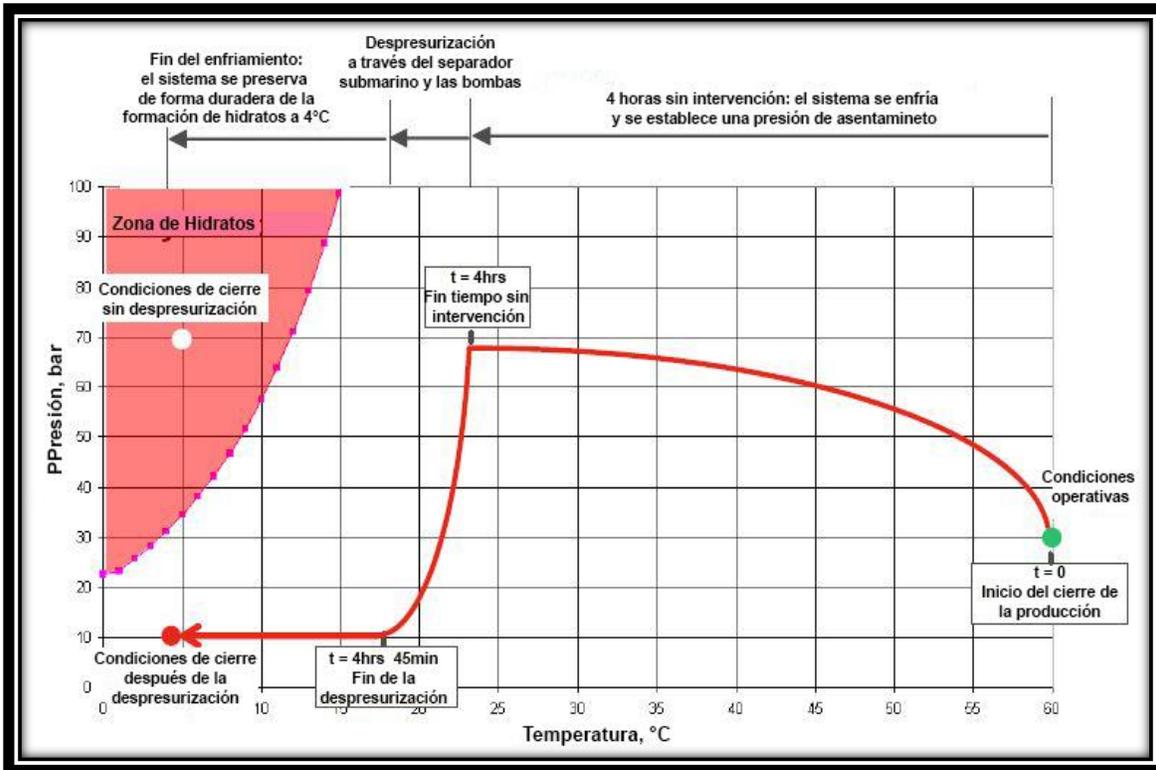


Figura 4-4 Prevención de la formación de hidratos mediante la despresurización (Modificado de Bon, 2009).

Programa de Verificación de la Separación Submarina de Líquido y Gas.

Debido al pesado y viscoso aceite del Mioceno, los principales parámetros del programa de evaluación fueron la eficiencia de la separación gas – líquido y la solución técnica para las bombas submarinas. Los investigadores llevaron a cabo un programa de prueba de tres etapas (Bon, 2009).

- **Etapa 1:** Se realizó una prueba con un aceite viscoso sintético bajo condiciones de presión atmosférica, la cual tuvo como objetivo determinar la mejor configuración de separador (horizontal o vertical), y además probar los elementos internos. Después, se definió que el porcentaje permitido era del

15% de la FVG (Fracción de Volumen de Gas) en el líquido para el diseño de las bombas.

- *Etapa 2:* Se llevaron a cabo pruebas con petróleo real del Mioceno en una unidad de escala reducida, con el separador vertical seleccionado. El porcentaje del FVG establecido era el aceptable para el diseño de las bombas para Pazflor. Se corrieron las pruebas a diferentes viscosidades y diferentes condiciones operativas para simular su comportamiento en distintas etapas de explotación. Al medir la densidad (con densitómetro gamma), se pudo calcular directamente el FVG, con lo cual se concluyó que el porcentaje preestablecido fue el adecuado.

Para el sistema de bombeo fueron desarrolladas dos tipos de bombas híbridas: la primera consiste en una combinación de una etapa helicoidal y otra centrífuga; la segunda es una bomba centrífuga con impulsor modificado. Ambos sistemas fueron implementados para Pazflor.

- *Etapa 3:* Con el aceite del Mioceno, fueron realizadas las pruebas correspondientes a una mejor aproximación a la velocidad del líquido y a la disipación de energía por la turbulencia. Las instalaciones donde se hicieron todas las pruebas son del Instituto Francés del Petróleo.

Este último paso demostró la efectividad del sistema de separación de líquido y el gas con las características ya mencionadas.

Bon (2009) explica que otro de los aspectos que se evaluó fue el del manejo de sólidos. El objetivo fue evitar la acumulación en cualquier parte del sistema, mediante la instalación de un separador vertical y un cono, como trampa, en la base del mismo.

En el caso de una alta producción de arena que pudiese generar un taponamiento en el cono, se puede realizar una operación mediante un Vehículo Operado a Control Remoto para realizar limpieza. Por otro lado, los elementos internos del separador están diseñados para manejar sólidos.

Diseño de la Separación Submarina y del Sistema de Producción.

Ya que Pazflor implica la producción simultánea de dos tipos de crudo: uno pesado (17°–22° API) y con alta viscosidad (entre 3 y 10 cP a condiciones de yacimiento) proveniente de los yacimientos del Mioceno Superior; y por otro lado, un crudo ligero (35° - 38° API) que será producido de un yacimiento del Oligoceno; se diseñaron dos planes de desarrollo submarino (Bon, 2009):

1. Involucrar un circuito de producción convencional con tres manifolds en el Oligoceno. La estrategia para mantener la presión del yacimiento es combinar pozos de inyección tanto de agua como de gas.
2. Consta de un sistema de separación submarina de gas – líquido y de bombas de potencia. Los pozos productores son conectados a la Unidad de Separación Submarina, como la que se muestra en la **Figura 4-5**, para después impulsar el líquido con las bombas hacia el FPSO. Se planea instalar tres líneas principales de producción, cada una con su USS. Las unidades están localizadas cerca del primer pozo productor, para asegurar un calentamiento rápido cuando se realice un arranque de pozo. En los yacimientos del Mioceno, la presión se mantiene mediante la inyección de agua.



Figura 4-5 Unidad de Separación Submarina del proyecto Pazflor (Modificado de Bon, 2009).

Las características de las USS son:

- Capacidad para el tratamiento de líquido: 110,000 bls/día.
- Capacidad para el tratamiento de gas: 1 MM m³ @c.s/día.
- Peso: 900 toneladas aproximadamente.
- Capacidad de diseño por bomba: 70,000 bls/día.
- Requerimiento de potencia por bomba: 2.3 MW.

Al implementar el concepto innovador de la separación submarina de gas – líquido, TOTAL estableció un nuevo punto de referencia permitiendo nuevos desarrollos en los prospectos de diferentes áreas del mundo. Mientras existe un desarrollo industrial en Angola, está presente el compromiso con el desarrollo sostenible y el apoyo a las comunidades locales (Bon, 2009).

4.3 Solución Integral en los Sistemas de Separación Compactos para el Tratamiento de Aceite.

Chiesa y Hamid (2010) explican que para lograr una calidad específica de crudo, el ingeniero necesita ajustar diversos parámetros durante las operaciones de producción, tales como: el contenido de agua en cada etapa de separación, el tiempo de retención y la temperatura en los separadores, y la cantidad de químicos desemulsificantes. Esto se vuelve aún más complicado para los aceites pesados.

Con la finalidad de obtener un proceso separación más eficiente y fácil de controlar, se ha propuesto introducir coalescedores electrostáticos con electrodos aislados en la primera etapa de separación, la cual emplea un separador trifásico

4.3.1 Coalescedor Electrostático Interno.

El Dispositivo de Coalescencia Electrostática Interno (DCEI) puede operar en todos los tipos de aceite, ya que sus electrodos aislados evitan los cortos circuitos. El DCEI ha sido utilizado con buenos resultados en aceites con densidades desde 14 hasta 32 °API. La mejora en la separación proporciona nuevas condiciones de operación: se reduce la temperatura de operación, disminuye el tiempo de retención y el uso de desemulsificantes es menor (Chiesa et al., 2010).

El DCEI para Bajo Contenido de Agua (DCEI – BCA) es un coalescedor electrostático suplementario diseñado para operar corriente abajo del DCEI. Su principio de operación está basado de igual manera con electrodos aislados para poder operar en cualquier tipo de fluido. El DCEI – BCA es una herramienta que mejora aún más la calidad del aceite y se ha vuelto una necesidad contar con ella donde el aceite es muy pesado o donde las condiciones de producción establecen requisitos estrictos sobre el contenido de agua, principalmente para evitar la formación de hidratos (Chiesa et al., 2010).

4.3.2 Configuración para las Pruebas del Dispositivo.

El desarrollo de los elementos del coalescedor se llevó a cabo en el laboratorio de Hamworthy. La evaluación de los conceptos, prototipos y el diseño final, fueron realizados con un separador de prueba trifásico, cuya fotografía se muestra en la **Figura 4-6**. El equipo fue diseñado para manejar 10,000 barriles por día de líquido, a una temperatura de 125°C y una presión de 1,450 lb/pg², adecuadas para las condiciones operativas costa afuera.



Figura 4-6 Esquema del separador de prueba con internos electrostáticos (Modificado de Chiesa et al., 2010).

El separador de prueba de Hamworthy fue instalado en tierra como parte del banco de pruebas multifásico de Norsk Hydro, en Porsgrunn, Noruega. La instalación consiste de un tanque que funge como yacimiento, bombas de alimentación, un compresor, una bomba multifásica y el separador de prueba que tiene tanto el DCEI y el DCEI – BCA, tal como se muestra en la **Figura 4-7**.

Chiesa et al. (2010) explica su funcionamiento: la mezcla se extrae del “yacimiento” donde el aceite, agua y gas son separados y dirigidos hacia las bombas de alimentación y al compresor; luego las corrientes son mezcladas corriente abajo con el objetivo de generar condiciones reales tanto como sea posible (obtener una emulsión como en costa afuera); la mezcla se hace pasar a través de una válvula antes de entrar al separador de prueba para crear una emulsión más estable; finalmente, los coalescedores electrostáticos internos se encargarán de romper la emulsión.

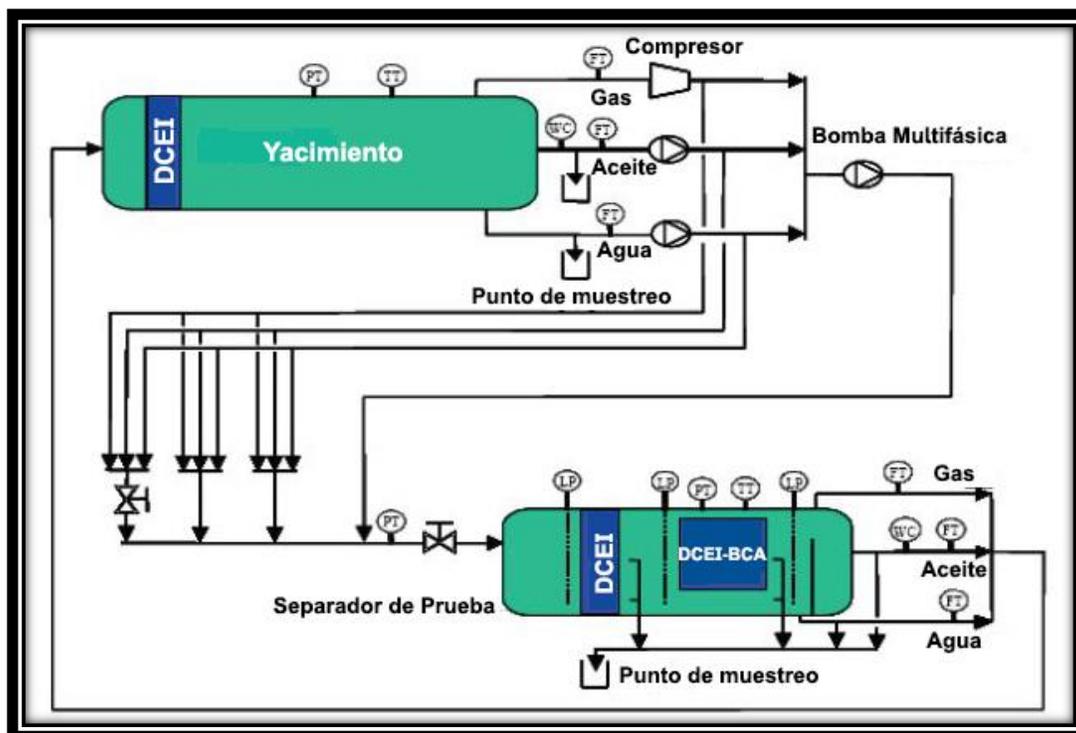


Figura 4-7 Diseño del circuito de prueba de Norsk Hydro (Modificado de Chiesa et al., 2010).

4.3.3 Resultados Obtenidos de las Pruebas.

Prueba con Aceite de 29°API.

La aplicación de los elementos internos de coalescencia en un separador trifásico brinda una mejoría notoria en la separación, pues la interfase agua – aceite se vuelve mucho más nítida y la capa de emulsión disminuye en la medida que el dispositivo esté encendido. En la **Figura 4-8** se ilustra la mejora en la separación a lo largo del separador: en la entrada la concentración de agua es de 11%, y justo corriente abajo del DCEI ésta baja drásticamente al 3.3%; por otro lado, corriente

abajo del DCEI – BCA la calidad de aceite mejora tanto que en la salida se obtiene una concentración de agua en el aceite de 0.34%.

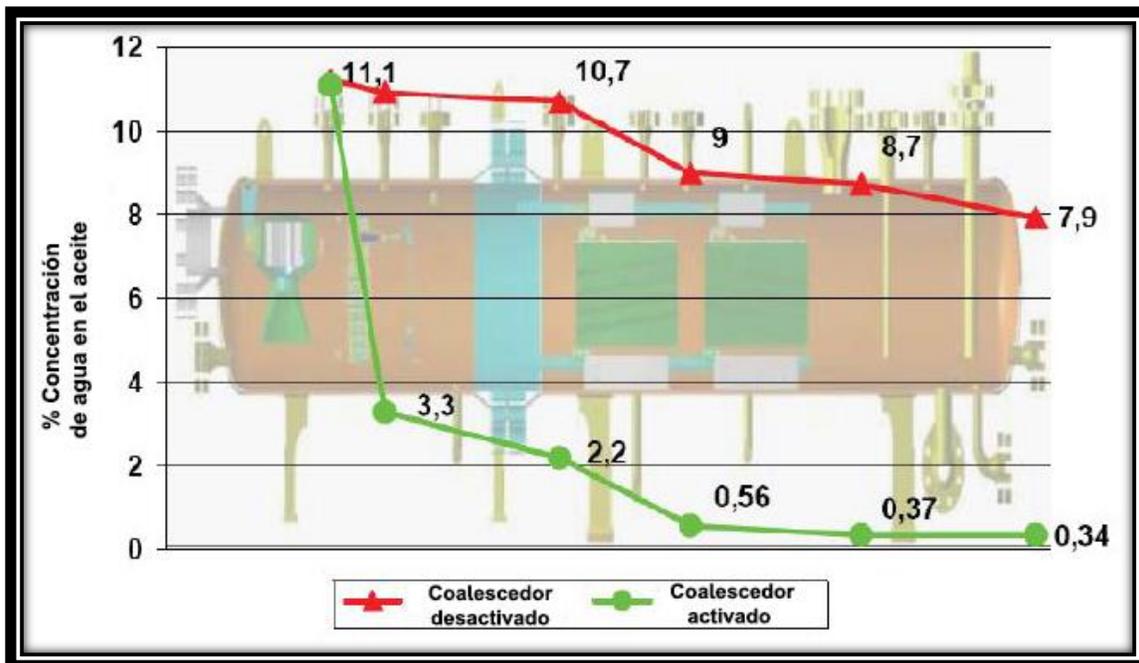


Figura 4-8 Concentración de agua en el aceite a lo largo del separador con y sin los elementos de coalescencia activados (Modificado de Chiesa et al., 2010).

Otro parámetro en el que se pudo observar el efecto positivo de los elementos de coalescencia en la separación de fluidos fue en el tiempo de retención requerido. Al observar la **Figura 4-9**, se aprecia que el tiempo de retención necesario para lograr una concentración de agua en el aceite menor al 0.5% es de 25 a 30 segundos, el cual es un tiempo mucho menor que los 15 minutos que comúnmente necesitan los coalescedores convencionales.

Prueba con Aceite de 17°API.

Para la separación de aceite pesado, la viscosidad juega un papel importante. Para ser capaz de remover el agua de las emulsiones en el aceite pesado se necesita calentar la misma; normalmente se requiere elevar la temperatura entre 100 y 120 °C para lograr una reducción considerable de la viscosidad. Con un coalescedor electrostático activo en un separador trifásico, la eliminación de agua se puede obtener a temperaturas menores (Chiesa et al., 2010).

La temperatura original para el diseño del separador y del coalescedor convencional fue de 110°C. Luego, un gran número de pruebas se llevaron a cabo con el aceite de 17°API; Prácticamente no se observó ninguna separación sin la aplicación de voltaje al coalescedor, y por otro lado, la viscosidad varió cuando se vio influenciada por la presencia de la diferencia de potencial generada por el coalescedor. Cuando se tenía el voltaje apagado, el porcentaje de agua en el aceite a salida del separador, era de 30% para un rango de viscosidades determinado. Al estar los electrodos encendidos, el porcentaje del contenido de agua en el aceite disminuyó hasta 5% aproximadamente.

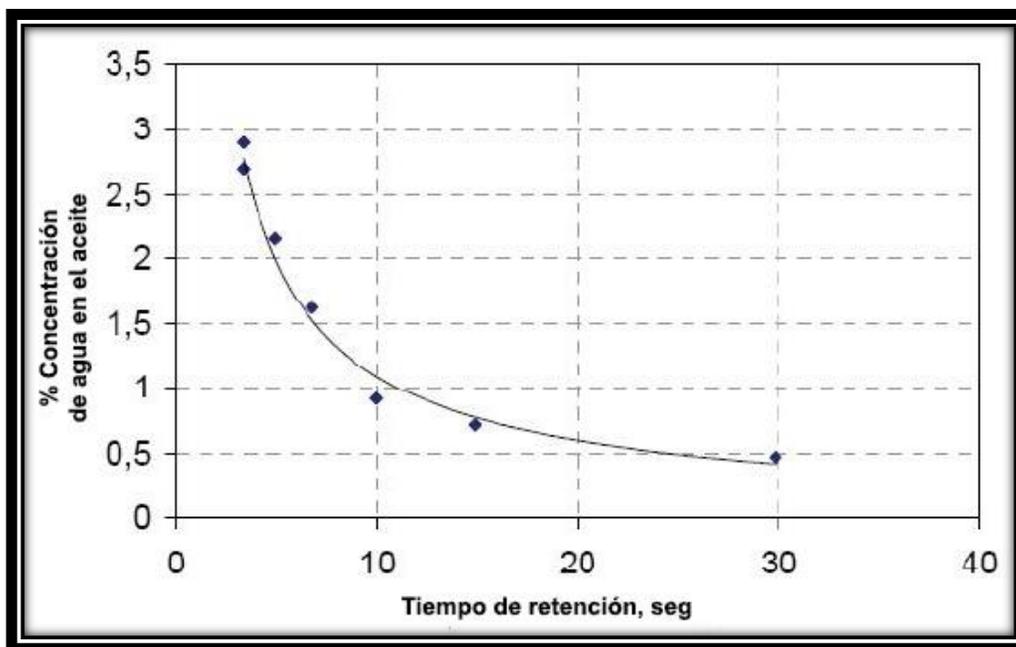


Figura 4-9 Calidad del aceite como función del tiempo de retención de la fase aceite en el DCEI – BCA (Modificado de Chiesa et al., 2010).

Se verificó que efectivamente se puede tener una sola etapa de separación con el nuevo coalescedor dentro del separador trifásico. Las pruebas realizadas demostraron que se mejora la calidad del aceite de manera significativa debido a un tiempo de retención adecuado y al buen desempeño de los coalescedores. Aunado a lo anterior, se redujo el empleo de químicos desemulsificantes, viendo esto como un punto favorable en cuanto a costos y para el medio ambiente.

4.4 Separación Compacta por medio de Tecnología en Línea.

Schook y Van Asperen (2005) explican que el equipo de separación actual puede reducirse en tamaño al aplicar el concepto de fuerza centrífuga en su diseño. Los separadores *en línea* son equipos que emplean tecnología ciclónica y su configuración es de una sola pieza, es por ello que se les denomina *mono – ciclones*. En la actualidad están disponibles dos tipos de separadores en línea: el desgasificador, el cual tiene como objetivo separar el gas de un flujo continuo de líquido; y el eliminador de líquido, que elimina el líquido de una corriente de gas.

4.4.1 Descripción del Desgasificador en Línea.

En un desgasificador, como el que se expone en la **Figura 4-10**, la corriente dominada por la fase líquida se dirige a través de un elemento mezclador a baja presión, con lo cual se busca generar las burbujas en el líquido para evitar un flujo estratificado. Luego, la corriente pasa por un elemento de remolino para imponer el movimiento rotatorio al flujo. En la cámara de separación el gas se ubica en el centro y el líquido hacia las paredes del sistema.

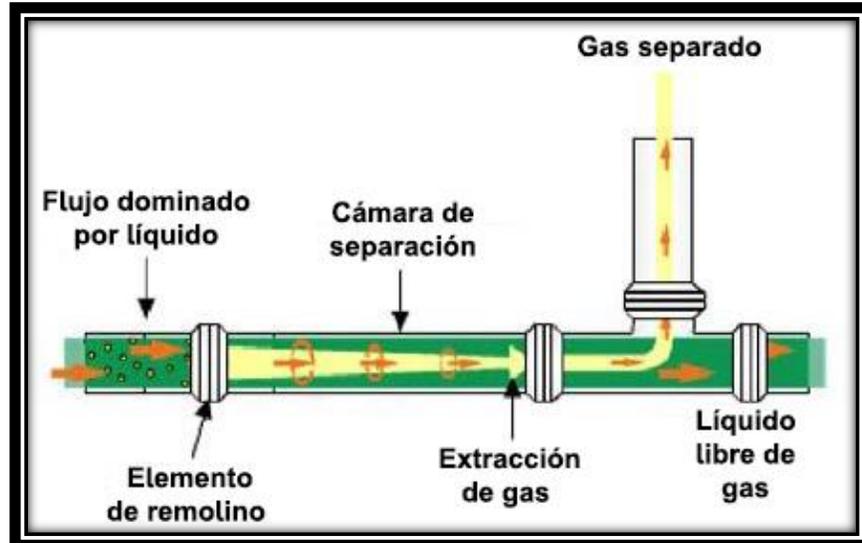


Figura 4-10 Esquema de un desgasificador en línea (Modificado de Schook et al., 2005).

El gas sale del ciclón por una sección anular ubicada en la región interior del equipo, la cual está conectada a un depurador vertical por donde sale el gas libre. Además en el depurador se recuperan las fracciones más pequeñas de líquido y se reintegra a la corriente principal de salida.

4.4.2 Descripción del Eliminador de Líquido en Línea.

Schook et al. (2005) mencionan que en un eliminador de líquido se debe evitar un flujo estratificado tanto como sea posible, es por eso que, al igual que en un desgasificador, se coloca un elemento que ayude a mezclar la corriente a la entrada. Dicha corriente entra a un elemento estacionario de remolino, como se muestra en la **Figura 4-11**, el cual le brinda el movimiento de rotación.

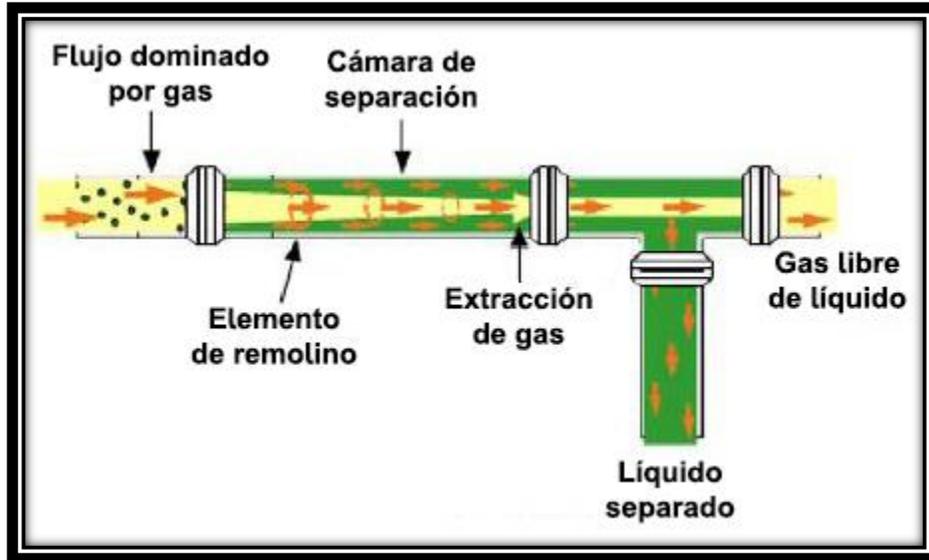


Figura 4-11 Esquema de un eliminador de líquido en línea (Modificado de Schook et al., 2005).

El gas es separado a través de una tubería de menor diámetro al interior del separador, mientras que el líquido, el cual viaja a través del espacio anular formado entre ambas tuberías, se recolecta en un contenedor vertical, como se observa en la Figura 4-11. Las pequeñas fracciones de gas que puedan permanecer en el líquido, son separadas y reintegradas a la corriente de gas principal.

Tanto los desgasificadores como los eliminadores de gas están fabricados de acuerdo con las condiciones de operación específicas requeridas, buscando optimizar la eficiencia de separación.

4.4.3 Aplicación de las Tecnologías de Separación en Línea.

Aplicación de un Desgasificador en Línea en Statfjord – B.

La razón para desarrollar un desgasificador para la plataforma Statfjord – B, de Statoil, fue que no había espacio disponible en ésta para instalar un separador convencional. Por otro lado, debido a las caídas de presión que se generaban durante la producción, la fracción del volumen de gas se incrementó hasta un 30% en la línea de producción de agua, provocando condiciones operativas inseguras.

Antes de la instalación costa afuera del equipo para su operación, se ejecutaron pruebas en tierra para revisar como respondían los sistemas de control a las variaciones de flujo, tanto de líquido como de gas. Cuando el desgasificador aprobó las pruebas, fue instalado en septiembre de 2003, y desde entonces, ha estado en operación con un desempeño tan bueno que su eficiencia de separación es del 90% aproximadamente. La **Figura 4-12** muestra el desgasificador que fue probado e instalado en la plataforma Statfjord – B, en Noruega.



Figura 4-12 Desgasificador para la plataforma Statfjord – B, Statoil (Modificado de Schook et al., 2005).

Aplicación de un Eliminador de Líquido en el ETAP de BP.

En el campo BP – ETAP (British Petroleum – Eastern Trough Area Project) hubo problemas en lograr el punto de rocío del agua requerido por el gas de exportación. La razón del problema fue que durante el proceso de tratamiento del gas, se arrastró demasiado condensado hacia el *contactor de glicol*. El condensado causa complicaciones en este equipo así como en la unidad de regeneración de glicol.

Schook et al. (2005) explican que para resolver este problema, una alternativa era instalar un *eliminador de líquido en línea* corriente arriba del separador para la descarga de la corriente del gas. El propósito era remover la mayor parte del líquido de la corriente de alimentación antes de entrar al separador, tal como se muestra en la **Figura 4-13**.

El sistema fue implementado en ETAP en mayo de 2003, con el cual el punto de rocío del agua del gas de exportación proveniente del contactor de glicol fue reducido de -20°C a -52°C .



Figura 4-13 Eliminador de líquido corriente arriba del separador (Modificado de Schook et al., 2005).

Aplicación de un Eliminador de Líquido en Sleipner – T.

El problema que se presentó en las instalaciones de la plataforma Sleipner – T de Statoil fue que en un depurador con un dimensionamiento erróneo, la mayoría del líquido pasaba directamente hacia la línea de descarga del gas. Para solucionar esto, se instaló un eliminador de líquido, como el de la **Figura 4-14**, corriente arriba del depurador, el cual opera con gran éxito desde septiembre de 2002.



Figura 4-14 Eliminador de líquido de la plataforma Sleipner – T (Modificado de Schook et al., 2005).

La tecnología en línea tiene diversos beneficios en comparación con el equipo convencional, debido a los ahorros en espacio y peso del equipo que se pueden llegar a obtener. Asimismo, esta tecnología puede y tiene que jugar un rol importante en la superficie de las instalaciones marinas existentes.

4.5 Extracción de Agua en Línea del Petróleo Crudo Utilizando Tecnología de Separación Compacta.

Caltec ha desarrollado un separador ciclónico *en línea* para separar la mayor parte de agua producida de una mezcla de agua y aceite. Los dispositivos son capaces de recuperar hasta un 60% del total del agua con una calidad del 1000 ppm o mejor para los aceites del Mar del Norte (Wordsworth y Beg, 2011).

Este separador en línea compacto tiene el nombre comercial de *Unidad Wx* (Water extraction), y dentro de las características que posee este dispositivo están tener la capacidad de manejar el gas libre, poder separar los fluidos a presión a lo largo de la tubería y finalmente, sólo representan una fracción en peso y tamaño de los separadores convencionales.

4.5.1 Tecnología Wx.

La tecnología Wx hace uso de la tecnología (I – SEP) patentada propiamente por Caltec, como la que se muestra en la **Figura 4-15**, la cual es un nuevo sistema de separación ciclónica que sirve para manejar los fluidos con cortes de agua de 50% o mayores y poder así producir agua que contenga de 500 a 1000 ppm, o menor, para los hidrocarburos que se producen en el Mar del Norte.



Figura 4-15 I – SEP, patentado por Caltec (Modificado de Wordsworth et al., 2011).

Wordsworth et al. (2011) mencionan que el elemento llamado “I – SEP” consiste principalmente en una doble espiral con una cámara de separación entre ambas. La función de la primera espiral es generar el giro en el flujo que entra al separador; la fase más densa migra hacia la pared de la cámara de separación, mientras que la otra fase se localiza en el centro. Los fluidos continúan su viaje hacia la segunda espiral, lo cual ayuda a continuar la separación.

4.5.2 Pruebas y Resultados de la Aplicación de la Tecnología Wx.

La separación de las fases gaseosa y líquida es una tarea relativamente fácil debido a la gran diferencia de densidades entre ambas. Sin embargo, hay una característica de las mezclas de gas – aceite conocida como régimen de flujo, la cual plantea problemas y retos para una separación eficiente. Las características principales de los regímenes de flujo multifásico son: las fluctuaciones en los cambios instantáneos de gasto, la presión, las velocidades de los fluidos y las relaciones gas – líquidos. Cualquier separador que reciba el flujo bajo tales condiciones debe ser capaz de manejar las fluctuaciones.

Es por ello que una parte importante del trabajo desarrollado por Caltec en los últimos años se ha concentrado, primero, en mejorar el diseño de la tecnología Wx para hacer frente a las fluctuaciones presentes en el flujo, y segundo, para estudiar el efecto de factores como la densidad y la viscosidad de los fluidos involucrados.

Pruebas en Tierra y Costa Afuera.

En la **Figura 4-16** se muestra la unidad Wx – 4, diseñada para manejar 4000 bpd que fue probada en Noruega, tanto en tierra como costa afuera, utilizando petróleo crudo real. Aunque los resultados de los ensayos son confidenciales, con base en los resultados exitosos obtenidos, Caltec procedió a diseñar un separador de mayor capacidad (6,250 bpd), al que nombraron Wx – 6.

En la práctica, los niveles de aceite en agua obtenidos en las pruebas costa afuera fueron inferiores a los que se observaron en las pruebas en tierra, mostrando así un buen desempeño del equipo en operaciones en plataforma. Debido a esto, Caltec diseñó finalmente tres equipos: Wx – 6, con capacidad para 6250 bpd; Wx – 12, con una capacidad de manejo de 12,500 bpd; y Wx – 25, con una capacidad de 25,000 bpd. En conjunto, los equipos de extracción de agua pueden manejar volúmenes mayores de líquido.



Figura 4-16 Instalaciones de prueba del sistema Wx en Noruega (Modificado de Wordsworth et al., 2011).

Conclusiones de los Programas de Prueba.

Wordsworth et al. (2011) exponen que después de realizar una serie de pruebas con una unidad Wx – 12, se obtuvieron las siguientes conclusiones:

- El separador fue capaz de recuperar del 55 al 60 % del total del agua con una calidad de entre 500 y 1000 ppm aproximadamente.
- Mediante la adición de una pequeña cantidad de gas, es posible aumentar la recuperación de agua a 65%, manteniendo la calidad entre 500 y 1000 ppm de aceite en el agua.
- El separador no se vio afectado por el tamaño de la partícula de aceite a la entrada del equipo.
- El efecto del corte de agua de entrada en el rendimiento del separador es mínimo.

4.5.3 Aplicaciones Potenciales de la Tecnología Wx.

Tecnología Wx como Alivio para el Sistema de Separación Existente.

Caltec actualmente ve el uso de la tecnología Wx como un sistema capaz de brindar apoyo y “alivio” mediante una separación previa al equipo de separación existente. A medida que los campos se vuelven maduros, la cantidad de agua

producida se incrementa, por lo tanto el equipo existente debe ser capaz de manejar dicho incremento, de lo contrario, la producción disminuirá por el cierre de pozos (Wordsworth et al., 2011).

Al hacer uso de la tecnología Wx, es posible reducir la cantidad de agua que pasa a través de la ruta de separación, tal como se muestra en la **Figura 4-17**. Con lo anterior, los pozos pueden seguir produciendo, incluso incrementar la producción.

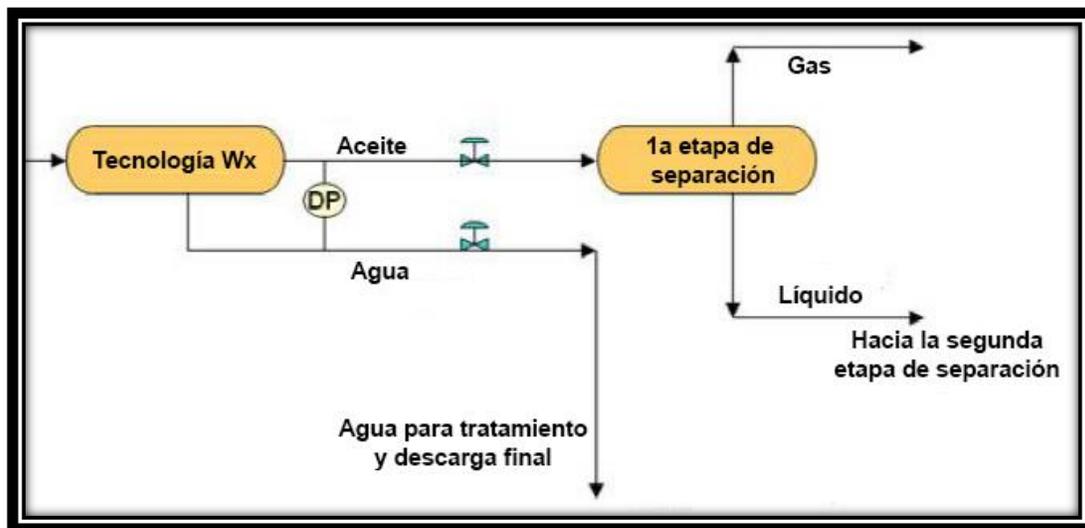


Figura 4-17 Separación previa mediante el uso de la tecnología Wx (Modificado de Wordsworth et al., 2011).

Tecnología Wx como Reemplazo del Equipo Existente.

Al usar el equipo de esta manera, se pueden obtener los siguientes beneficios:

- Reducción de costos de operación y mantenimiento.
- Incremento de la producción.
- Mejor uso del espacio disponible.
- Reducción del peso de equipos.
- Flexibilidad para incrementar el manejo de agua.

Aplicaciones Submarinas de la Tecnología Wx.

Con la tendencia a la reducción de la superficie de las plataformas y la reducción de los equipos y estructuras que se utilizan, la perspectiva de la separación compacta (como el uso de los Wx) y el procesamiento submarino es cada vez más

atractiva para las operaciones costa afuera. Para desarrollar lo anterior, será necesario crear sistemas compactos de separación gas – líquido, agua – aceite y sólido – líquido rentables y fáciles de operar. La tecnología Wx, desarrollada por Caltec, sin duda será parte fundamental en las instalaciones submarinas.

4.6 Sistema de Separación Submarina Trifásico Marlim. Retos y Soluciones para el Aseguramiento del Flujo y Estrategia de Prevención de la Formación de Hidratos.

El Sistema de Separación Submarina de Agua y Aceite (SSAO por sus siglas en portugués) Marlim es una estación piloto de procesamiento submarino la cual ha sido instalada en la cuenca Campos frente a las costas de Brasil, cuyo objetivo es separar la mayoría del agua de la corriente de producción y reinyectarla para mantener la presión del yacimiento, aplicando una estrategia para evitar la formación de hidratos. El sistema de separación está instalado a una profundidad de 876 m, a 341 m de la cabeza del pozo y a 2100 m del pozo de inyección (Greco et al., 2012).

4.6.1 Descripción del Sistema de Separación Submarina Marlim.

En la **Figura 4-18** se muestra el esquema del sistema de procesamiento SSAO. El fluido proveniente del pozo fluye primero a través del desarenador multifásico, el cual tiene como objetivo reducir la acumulación de sólidos en la corriente. El gas libre es separado en un slug catcher tipo “arpa” y el flujo de líquido (agua y aceite) continua su traslado por el separador de tubería. A la salida del separador, el agua es llevada a la línea de tratamiento, la cual consiste en un desarenador y dos hidrociclones, con el fin de asegurar los requerimientos de calidad del agua para su inyección. Por otro lado, el aceite y el gas son recombinados antes de su entrada a la línea de flujo multifásico, la cual los dirigirá hacia la superficie.

El sistema SSAO ha sido dividido en secciones para facilitar la discusión con respecto a la estrategia para la prevención de formación de hidratos (Greco et al., 2012):

1. Líneas para flujo multifásico:
 - Línea de entrada del flujo multifásico.
 - Desarenador multifásico, slug catcher tipo “arpa”, separador de tubería.
 - Línea de salida del flujo multifásico (corriente abajo del separador).
2. Líneas para agua a baja presión:
 - Sistema para manejo de agua corriente abajo del separador (corriente arriba de la bomba).
 - Desarenador e hidrociclones.
3. Líneas para agua a alta presión:
 - Sistema de inyección de agua.
 - Sistema de descarga de agua.
4. Líneas de Flujo:
 - Líneas para flujo multifásico tanto corriente arriba como corriente abajo del sistema SSAO.

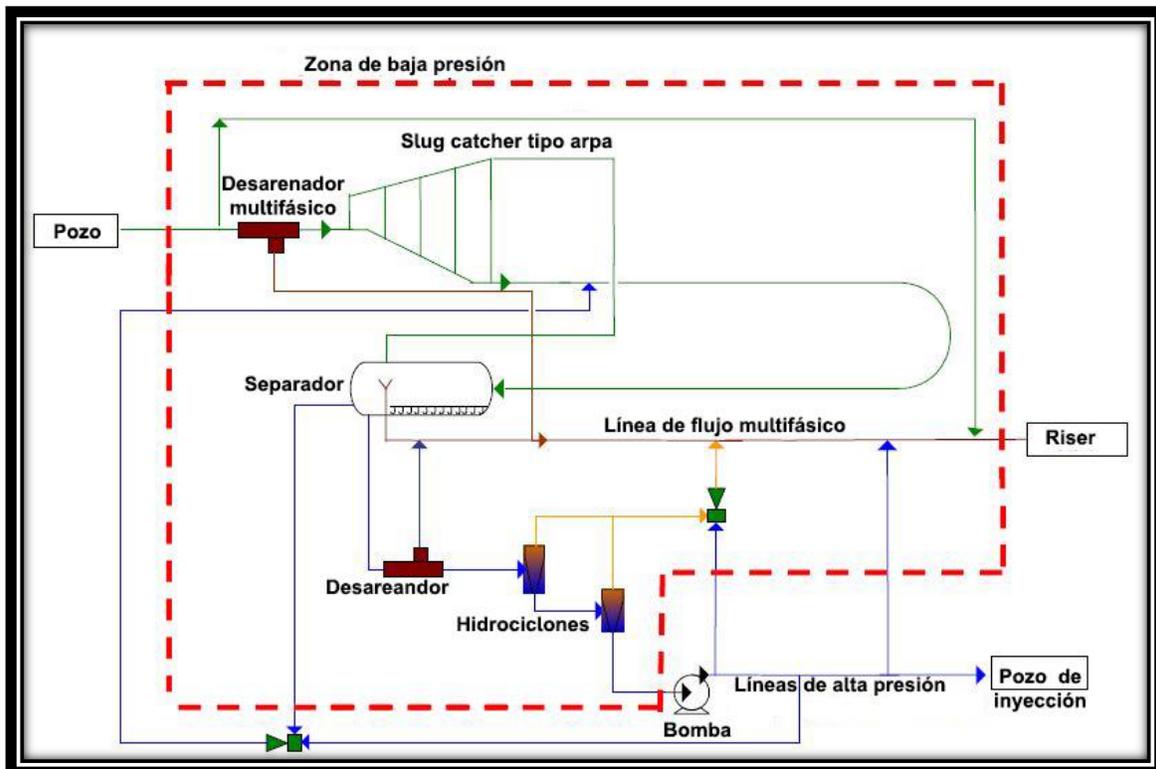


Figura 4-18 Esquema del Sistema de Separación Submarina de Agua y Aceite Marlim (Modificado de Greco et al., 2012).

4.6.2 Principales Premisas para la Prevención de Formación de Hidratos.

Greco et al. (2012) comentan que la principal filosofía del sistema de producción es operar por encima de las condiciones de formación de hidratos durante condiciones de operación normales. Debido a las numerosas conexiones entre las tuberías para agua y las destinadas para el flujo multifásico, así como las limitaciones de diseño, se encontró que el diseño de un sistema sin riesgo de formación de hidratos requeriría muchos puntos de inyección de MEG (Mono Etilenglicol), lo cual impactaría en el incremento de los costos. Por lo tanto, la premisa para la estrategia para la prevención de hidratos fue crear un sistema de bajo riesgo pero con un número limitado de puntos de inyección de MEG.

La estrategia que se consideró para evitar la formación de hidratos fue mediante la despresurización, tal como se realizó en Pazflor.

Para verificar la posibilidad de formación de hidratos, se corrieron varias pruebas en las que se usaron muestras de agua producida en contacto con el gas. Los resultados mostraron que el fluido no es muy sensible a presentar este problema. Aunque la prueba no mostró la formación de hidratos en el fluido estático (estancado), las operaciones del sistema de producción siempre generarán un mezclado (agitación) del gas y el agua, por lo tanto, será necesario siempre el MEG para evitar la formación de hidratos durante un arranque de sistema en frío (Greco et al., 2012).

En cuanto a la solución, se realizaron simulaciones para verificar si es posible despresurizar el sistema SSAO. Los resultados fueron positivos, pues el sistema se puede despresurizar aproximadamente hasta 72.5 lb/pg², lo suficiente para disolver cualquier partícula de hidrato.

4.6.3 Análisis del Riesgo de Formación de Hidratos en el Sistema SSAO.

Greco et al. (2012) exponen que la envolvente de operación del sistema SSAO abarca desde 70 hasta 90% de corte de agua aproximadamente, lo cual significa que la cantidad de gas presente en el sistema es relativamente baja. Cuando el sistema es apagado, los únicos hidratos se pueden llegar a formar en la interfase

agua – gas, pero en general, para que los bloques de hidratos crezcan, es necesaria una alimentación continua de gas, lo cual ocurre cuando el sistema está en un flujo dinámico continuo.

De acuerdo con la Figura 4-18, la parte aislada del sistema SSAO incluye las líneas para el flujo multifásico (en color verde y café), y las líneas para agua a baja presión (en color azul y naranja). Cada parte del sistema SSAO fue examinado a detalle, como se muestra a continuación, para identificar y evaluar el riesgo de la formación de hidratos.

Líneas para agua a baja presión.

Al realizar diferentes evaluaciones para revisar si existe algún riesgo de formación de hidratos en las líneas de flujo del agua desde la salida del separador hasta el pozo de inyección, se identificaron tres escenarios posibles donde la presencia de gas libre (necesario para la formación de hidratos) se puede generar:

- Puntos de conexión abiertos.
- Flasheo del gas en las líneas para agua.
- El contraflujo en las líneas multifásicas.

Puntos de conexión abiertos: están definidos como la intersección entre las líneas para el flujo de agua y la línea de producción multifásica en el sistema SSAO. Los principales retos para el aseguramiento de flujo en estas líneas son: la prevención del ingreso de gas y la prevención del acumulamiento de sólidos. La estrategia para resolver dichos retos ha sido llegar a un diseño que evite ambos problemas, mientras se toman en cuenta los requerimientos del proceso y las limitaciones de diseño.

Greco et al. (2012) explican que un punto abierto se localiza donde se unen la línea que sale del cruce de tuberías con la línea por la cual viaja el flujo multifásico. El riesgo de formación de hidratos radica en que la línea usualmente no está en uso y esto provoca que se enfríe a la temperatura del mar. El diseño indicado en la **Figura 4-19** se ha evaluado como el adecuado para evitar tanto la entrada de gas y como la acumulación de arena en estas uniones, pues la

simulación, cuyo resultado gráfico se muestra en la **Figura 4-20**, indica que el ingreso de gas es mínimo, por lo tanto el riesgo de bloqueo por formación de hidratos es bajo.

Las intersecciones entre las líneas de descarga (tanto de desarenadores como de los hidrociclones) y la línea para flujo multifásico pertenecen a este grupo.

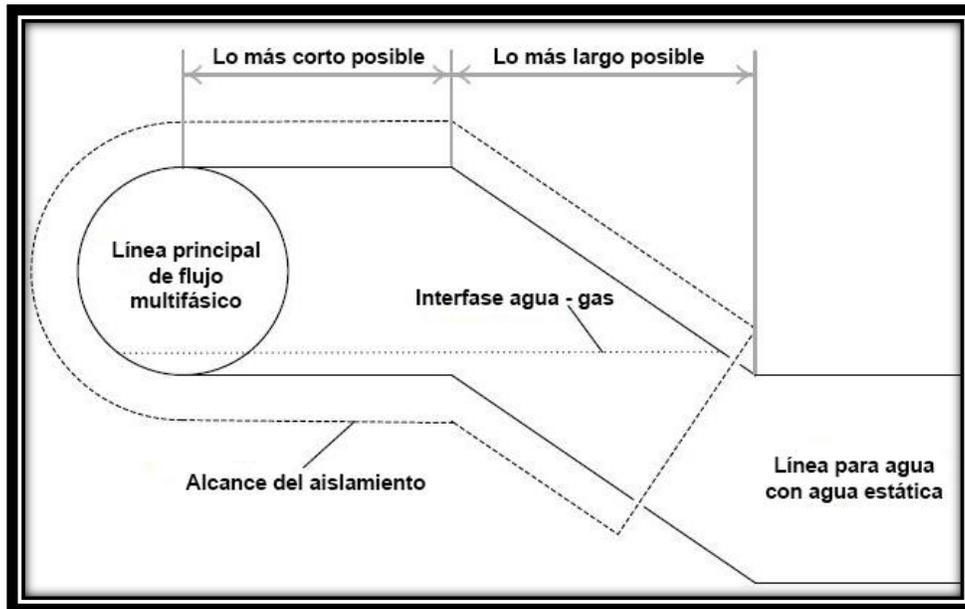


Figura 4-19 Esquema de la intersección entre la línea de flujo multifásico y la línea de cruce de tuberías (Modificado de Greco et al., 2012).

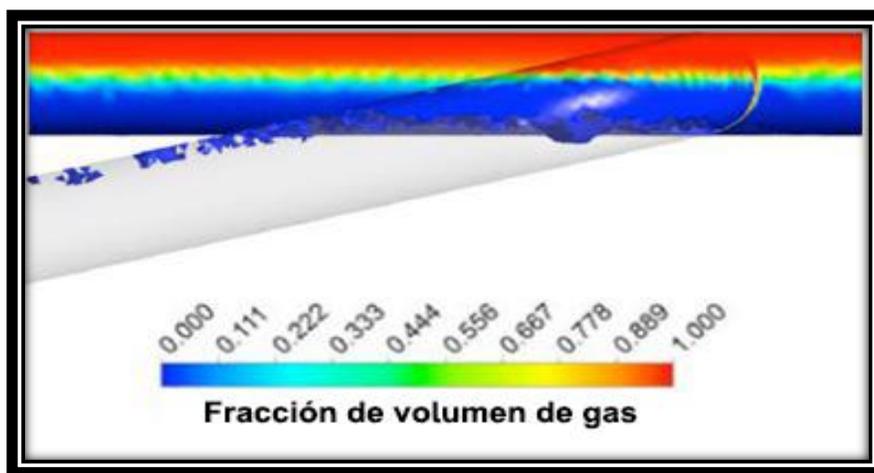


Figura 4-20 Fracción de volumen de gas en un punto abierto, tomado del resultado de la simulación (Modificado de Greco et al., 2012).

Las líneas de descarga tienen un diámetro mucho menor que la línea multifásica, tal como se muestra en el esquema de la **Figura 4-21**. Las líneas normalmente están en uso, excepto cuando el sistema está intervenido con un “bypass”. Cuando el sistema se encuentra operando bajo esta modalidad, el diseño previene el ingreso de gas y la acumulación de arena en las líneas de flujo. Con este diseño se comprobó en la simulación que el riesgo por bloqueo con hidratos se considera bajo y por lo tanto no se requieren medidas adicionales.

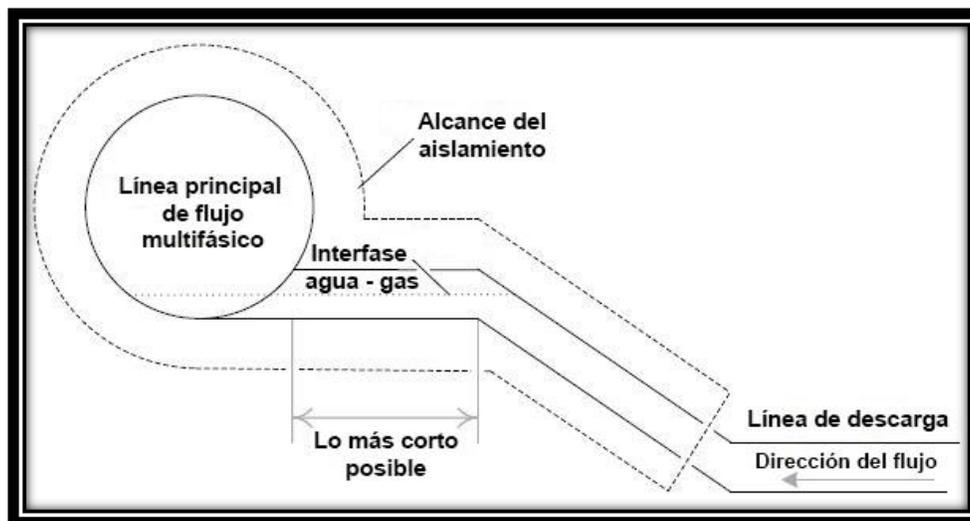


Figura 4-21 Esquema de la intersección entre una línea de descarga y la línea de flujo multifásico (Modificado de Greco et al., 2012).

Flasheo del gas en las líneas para agua a baja presión: debido al arrastre de aceite hacia la línea de agua corriente abajo del separador, podría haber riesgo de formación de hidratos, pues al existir una caída de presión, el gas puede liberarse de la fase líquida, resultando en una pequeña cantidad presente en la corriente.

El área potencial para la acumulación de gas es entre la sección de salida del separador y la bomba de inyección de agua. Cualquier cantidad de gas presente en esta región, es removida con la línea de descarga del segundo hidrociclón, esto debido a la operación de lavado en contraflujo en los hidrociclones. El lavado en contraflujo tiene como finalidad prevenir el taponamiento de los orificios de descarga del segundo hidrociclón. Esto lleva a que la probabilidad de formación de hidratos por acumulación de gas, debida al flasheo, sea muy pequeña.

Contraflujo en las líneas de flujo multifásico: se identificaron algunos escenarios que pueden causar un contraflujo limitado, desde la línea multifásica hacia la línea de inyección de agua, donde se encontró que hay un riesgo mínimo de formación de hidratos. El análisis del escenario muestra que el volumen formado de hidratos debido al ingreso de hidrocarburo no es significativo, en tanto éste sea limitado.

Es en el arranque del sistema y una eventual acumulación de gas los que darán lugar a la formación de hidratos. Si el gas que ingresa se distribuye por igual en la línea de flujo, no habrá riesgo de formación de hidratos. Por otro lado, la agitación generada en el arranque del sistema después del contraflujo es difícil de evitar. Para evitar el bloqueo por hidratos, se realiza un cebado operativo antes del arranque de la bomba; esto incrementará la temperatura en el sistema, asegurando que la formación de hidratos disminuya en las líneas de descarga.

Líneas para Agua a Alta Presión.

Durante la producción normal, el agua en la línea de inyección corriente abajo de la bomba esta bajosaturada, ya que la presión es mucho mayor que la presión del separador; no habrá gas libre disponible para la formación de hidratos en tanto el sistema se mantenga presurizado a una presión mayor que la del separador. Por otro lado, la temperatura está por encima de la temperatura de formación de hidratos en la presión de funcionamiento, lo que conlleva a un riesgo nulo de formación de hidratos.

Líneas de Producción y Líneas para Flujo Multifásico.

Las líneas para el flujo multifásico serán aisladas para asegurar que durante una operación normal, la temperatura está por encima de la temperatura de formación de hidratos. Por su parte, las secciones de tubería inclinada, como se observan en la Figura 4-19 y la Figura 4-21, fueron cuidadosamente evaluadas para reducir la formación de hidratos en ellas. En algunos casos no fue posible mantener estos segmentos de tubería con calor durante la operación normal (aislamiento incompleto), por lo que la inyección de MEG fue requerida.

Una minuciosa evaluación se realizó para identificar los riesgos de formación de hidratos para el Sistema de Separación Submarina Trifásico Marlim, pues los requerimientos de remoción de arena y tratamiento de agua forman un complejo sistema junto con las diferentes tuberías y conexiones. Los posibles escenarios fueron analizados, teniendo como resultado las soluciones implementadas en los diseños de las tuberías, incluyéndose la inyección de MEG en algunos puntos del sistema.

4.7 Sistemas de Separación y Almacenamiento Submarino en Aguas Profundas en el Ártico.

El Ártico es el área que garantizará el suministro de energía para el futuro. Encontrar petróleo y gas en esta región es en sí mismo un reto, pues la extracción de hidrocarburos de una manera segura y económica se considera aún más difícil debido a las bajas temperaturas extremas, las condiciones del hielo, la lejanía y la sensibilidad del entorno natural (Eie, 2015).

La región del Ártico está cubierta de hielo la mayor parte del año, y debido al movimiento de sus bloques no se puede estar seguro de que área se debe evitar en un lapso de tiempo determinado. Por un lado, las instalaciones permanentes tendrían que ser diseñadas para las condiciones del hielo, es decir, las condiciones del entorno tendrían que ser administradas de tal manera que se garantice la seguridad de la instalación.

De acuerdo con Eie (2015), el Sistema de Separación y Almacenamiento Submarino en Aguas Profundas del Ártico es una configuración que consta de varias tecnologías, las cuales se muestran de manera general en la **Figura 4-22**.

El estado actual de las tecnologías que se están desarrollando es el siguiente:

- Para algunos FPSO (Floating Production Storage and Offloading) se planea implementar la capacidad de desconectarse y reconectarse cuando se requiera, pues un FPSO anclado permanentemente se considera inseguro por la presencia del hielo. La capacidad de romper el hielo es considerada un factor importante que deberán cumplir los FPSO.

- Los medios de transporte para llevar el petróleo a través del hielo aún se encuentran en desarrollo.
- El almacenamiento del crudo se planea realizar en tanques de concreto submarinos.
- Para la distribución de potencia, control y monitoreo se planea usar los umbilicales como tecnología conocida, aunque aún no se emplean en la región del Ártico.
- La perforación de pozos en aguas profundas del ártico se realiza únicamente cuando no hay presencia significativa de hielo, pues se ha comprobado que son muy costosos, y lo único que puede justificar su implementación es la existencia de un volumen considerable de reservas.
- Los separadores de apoyo para costa afuera del Ártico y los remolques están en fase de desarrollo, así como las instalaciones para el monitoreo del hielo.

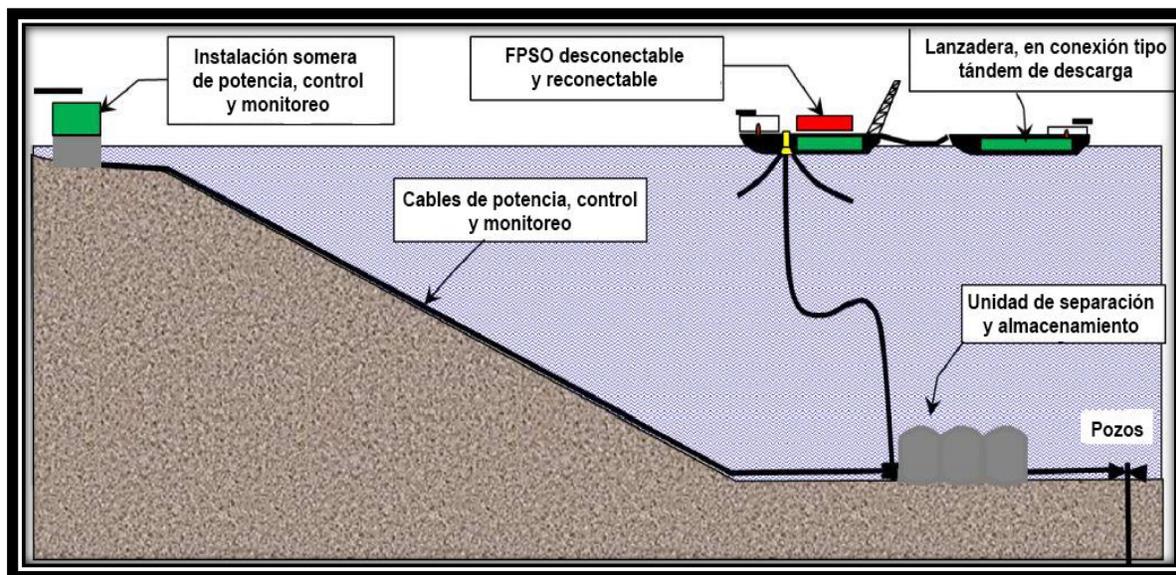


Figura 4-22 Esquema de desarrollo del sistema de separación submarina del Ártico (Modificado de Eie, 2015).

4.7.1 Instalaciones de Aguas Profundas.

Las instalaciones para aguas profundas en la región del ártico se muestran en la **Figura 4-23**. La unidad de separación y almacenamiento submarino consta de un separador trifásico, un tanque para tratamiento de agua producida y un elemento

para el almacenamiento de aceite. La unidad recibe la producción proveniente de los pozos submarinos; separa el aceite, agua y gas ligero; trata el agua y el gas para reinyección y almacena el aceite no estabilizado cuando el FPSO se desconecta.

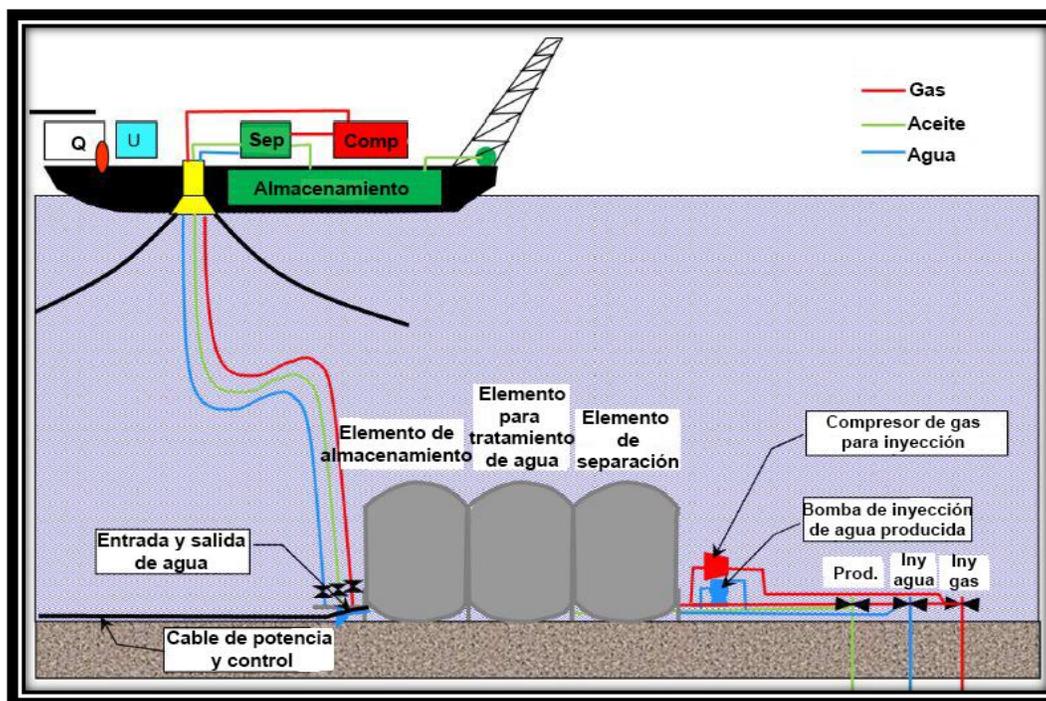


Figura 4-23 Escenario de desarrollo de instalaciones para aguas profundas en el Ártico (Modificado de Eie, 2015).

4.7.2 Unidad de Separación y Almacenamiento Submarino.

La disposición de ésta unidad se muestra en la **Figura 4-24**, en la cual la producción proveniente del pozo será separada en aceite, agua y gas en el separador trifásico. El aceite fluiría hacia el tanque de almacenamiento, especialmente cuando el FPSO estuviese desconectado. El aceite almacenado viajará desde el tanque de almacenamiento hacia el FPSO por gravedad, donde se será estabilizado y almacenado en los tanques de los buques antes de descargarlo en las lanzaderas.

El metano producido (componente ligero del gas) se liberará dentro del separador submarino, por lo que puede ser reinyectado directamente desde éste equipo. Los

componentes pesados deberán ser removidos en el FPSO para estabilizar el crudo.

El agua producida fluye desde el fondo del separador hacia el tanque de tratamiento, el cual está comunicado con el mar a través de una celda interna. Una capa nitrógeno en estado gaseoso previene que los diferentes tipos de agua se mezclen. El agua tratada es extraída del fondo del tanque de tratamiento y es inyectada en el yacimiento, mientras que el agua remanente se puede separar en el FPSO.

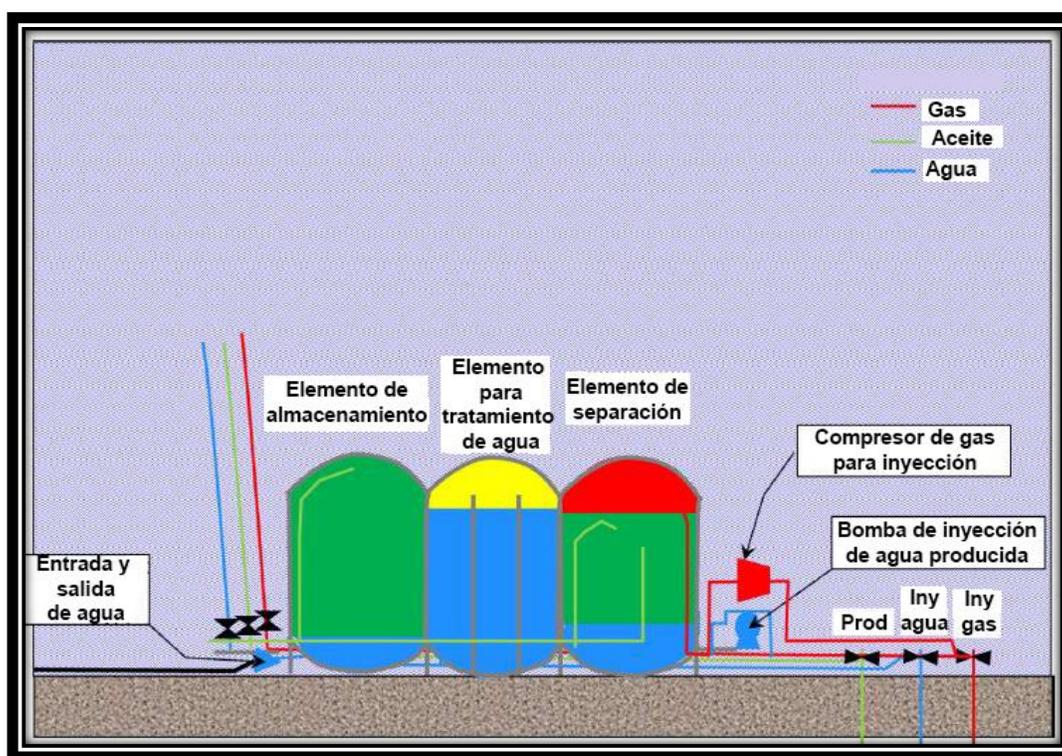


Figura 4-24 Unidad de separación y almacenamiento submarino para el Ártico (Modificado de Eie, 2015).

4.7.3 Producción con FPSO desconectado.

Las condiciones de operación cuando el FPSO está desconectado se muestran en la **Figura 4-25**. Se presenta cuando la superficie está cubierta de hielo y el terreno es inmanejable por los escombros del mismo, lo que obliga a desconectar el FPSO.

Eie (2015) explica que a pesar de la ausencia del buque, la inyección de agua y gas puede continuar normalmente, pues no dependen del FPSO, mientras que la producción de aceite continúa hasta que los tanques se llenen. Por lo tanto, el diseño de los tanques se determina con base en el tiempo estimado de la ausencia del FPSO, así como el tiempo para reconectarlo y reiniciarlo.

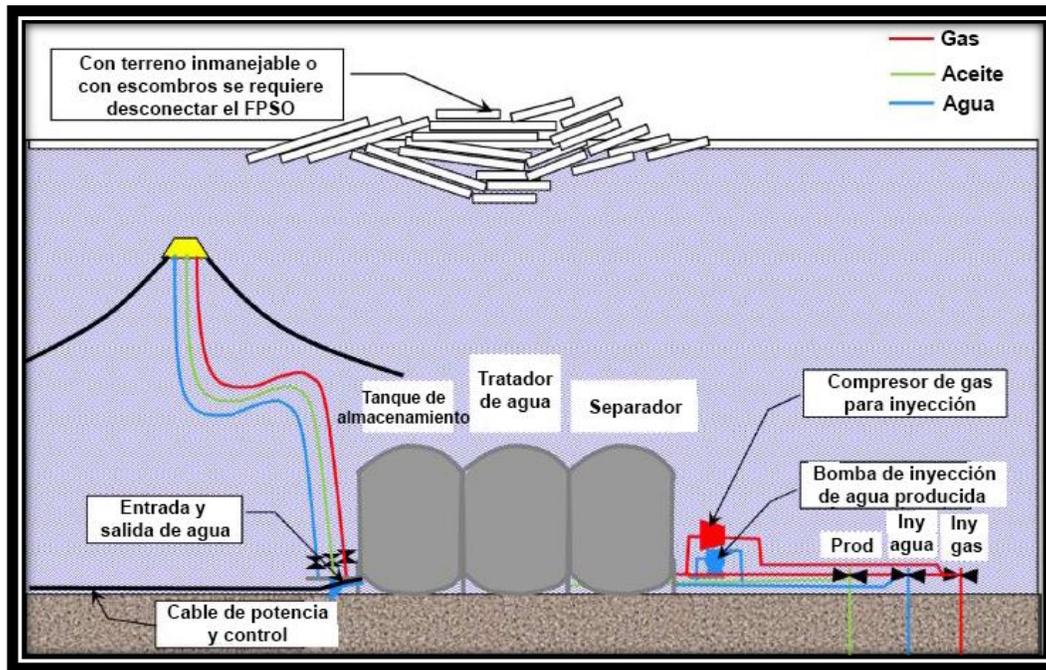


Figura 4-25 Producción con FPSO desconectado (Modificado de Eie, 2015).

4.7.4 Tamaño Reducido de las Instalaciones Superficiales.

Con los equipos y sistemas instalados en el lecho marino, se reducirán los requerimientos de espacio en las cubiertas de los buques y por ende, las instalaciones superficiales serán más pequeñas. La fuente de potencia, el control y monitoreo de las instalaciones submarinas son manejados por la instalación somera, como se muestra en la Figura 4-22.

4.7.5 Construcción e Instalación.

Eie (2015) señala que el mejor material para construir la unidad de separación y almacenamiento es probablemente el concreto, pues es resistente a los distintos líquidos que figuran en el entorno, además de ser relativamente económico para su uso en estructuras de gran volumen.

El equipamiento e instalación de tuberías se ejecutará en paralelo con la construcción de los elementos de concreto. Todos los equipos serán instalados, conectados y probados con las estructuras mientras se encuentren en el dique de construcción, como el que se muestra en la **Figura 4-26**.

Concluida la construcción de la unidad, se procederá a su traslado mediante un buque de carga a manera de remolque. Una vez en la localización determinada, la estructura será estabilizada con agua de mar. La instalación final se completará con la inundación de agua al interior de la unidad. Finalmente procederán la conexión y prueba de los risers y las líneas de potencia y control.



Figura 4-26 Construcción de una unidad de separación y almacenamiento submarino (Modificado de Eie, 2015).

Se ha visto un posible camino para desarrollar los campos localizados en la región del Ártico. El éxito en estos sitios dependerá en gran medida del desarrollo de tecnologías adicionales a las existentes (unidad de separación y almacenamiento submarino), tomando en cuenta el extremo cuidado que se debe tener con el medio ambiente.

CONCLUSIONES.

- Las actividades de muestreo de fluidos y los experimentos PVT en laboratorio son fundamentales para obtener la información requerida para llevar a cabo las mejores prácticas de diseño de equipos de separación.
- La separación de fluidos petroleros convencional continúa siendo la más utilizada, debido al amplio conocimiento que se tiene sobre esta y los equipos empleados. Por lo anterior, se presentaron las metodologías para diseñar separadores trifásicos y bifásicos (tanto horizontales como verticales), con el objetivo de que el lector amplíe su criterio para seleccionar el equipo adecuado en operaciones de producción.
- En la actualidad se están incorporando nuevas tecnologías de separación que utilizan un principio de operación distinto al convencional (separación mediante fuerza centrífuga), que han surgido de la necesidad de optimizar el espacio dentro de instalaciones de producción, al mismo tiempo que buscan obtener una mejor relación costo – beneficio que los equipos convencionales.
- Las restricciones que existen en instalaciones submarinas han favorecido importantes desarrollos de alternativas tecnológicas en cuanto a equipos de separación de fluidos se refiere.
- Integrar los fundamentos teóricos y prácticos de la separación de fluidos, tanto convencional como de la que se lleva a cabo con nuevas tecnologías, resultó de la idea de ofrecer un material de apoyo a los estudiantes de ingeniería petrolera, partiendo de la premisa de contar con una referencia actualizada en esta área.

RECOMENDACIONES.

- Para futuros trabajos, se propone se desarrollen las metodologías de diseño propias de los equipos de separación no convencional, en las que se establezcan los fundamentos de dimensionamiento y selección con base en la teoría y la práctica.
- Incorporar a la metodología un análisis técnico – económico de los equipos de separación a implementar en un campo a fin de complementar las metodologías ya descritas en este trabajo.
- Al contar con esta nueva perspectiva de las tecnologías que se están utilizando en la separación de fluidos, se pueden realizar estudios para verificar si es posible su implementación en campos de México.
- Las metodologías de diseño deben ser aplicadas con información veraz, de tal manera que el resultado obtenido al finalizar el proceso sea el más adecuado a las condiciones de operación presentes.
- Llevar a cabo un programa de cómputo que integre los cálculos aquí descritos, y complementar las metodologías de diseño con nuevas prácticas en la industria.

REFERENCIAS

1. Abdel-Aal, H. K., Aggour, Mohamed y Fahim, M. A. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*. New York. Marcel Dekker.
2. Ahmed, T. (2010). *Reservoir Engineering Handbook*. EUA. Gulf Professional Publishing, Elsevier.
3. API Specification 12J (2008). *Specification for Oil and Gas Separators*. Washington, DC. American Petroleum Institute.
4. Arévalo V., Jorge A. (2014). *Apuntes de la Asignatura de Ingeniería de Yacimientos de Gas*. México. Facultad de Ingeniería, UNAM.
5. Arévalo V., Jorge A. (2012). *Apuntes de la Asignatura de Propiedades de los Fluidos Petroleros*. México. Facultad de Ingeniería, UNAM.
6. Arnold, K. y Stewart, M. (2008). *Surface Production Operations, Design of Oil Handling Systems and Facilities*. EUA. Gulf Professional Publishing.
7. Bon, L. (2009). *Pazflor, A World Technology First in Deep Offshore Development*. SPE 123787.
8. Bradley, H. B. (1992). *Petroleum Engineering Handbook*. Richardson, Texas. Society of Petroleum Engineers.
9. GPSA (2004). *Engineering Data Book*. Tulsa, Oklahoma.
10. Chiesa, M. y Hamid, W. (2010). *A Holistic Solution for Compact Oil Treatment Separation Systems*. SPE 136836.
11. Chilingarian, G. V., Robertson, J.O. y Kumar, S. (1987). *Surface Operations in Petroleum I*. Holanda. Elsevier.
12. Choi, M.S. (1990). *Prediction of Separator Performance Under Changing Field Conditions*. SPE 20703.
13. Danesh, A. (1998). *PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids*. Edimburgo. Elsevier.

-
14. Eie, R. (2015). *Deepwater Arctic Subsea Separation and Storage Systems*. OTC 25526.
15. Fazaelizadeh, M., Mirhaj, S.A., Bahari-Moghadam, M., Bahonar, M. y Chen, Z. (2010). *Experimental Study to Find Optimum Pressure for Separation of Wellhead Fluids*. SPE 136002.
16. *Fluid sampling* (2015). SPE. Recuperado de: http://petrowiki.org/Fluid_sampling
17. Gomez, L.E., Mohan, R.S., Shoham, O. y Kouba, G.E. (2000). *Enhanced Mechanistic Model and Field Application Design of Gas – Liquid Cylindrical Cyclone Separators*. SPE 62487.
18. Greco D., D., Vinícius de M., A., Bandeira C., C., Vaz V., F. L., Irmann J., T., Thomas Mc., O., Machado, P., Barta, P., Furre E., Z. M. y Moe, R. (2012). *Marlim 3 Phase Subsea Separation System – Challenges and Innovative Solutions for Flow Assurance and Hydrate Prevention Strategy*. OCT 23694.
19. Guo, B., Lyons, W. C., y Ghalambor, A. (2007). *Petroleum Production Engineering. A Computer-Assisted Approach*. EUA. Elsevier.
20. Heriot – Watt University (2012). *Apuntes de Ingeniería Petrolera*. Edimburgo, Institute of Petroleum Engineering.
21. Kouba, G.E., Shoham O. y Shirazi, S. (1995). *Design and Performance of Gas Liquid Cylindrical Cyclone Separators*. Cannes. Grupo BHR.
22. Lu, Y., Greene, J. y Agrawal, M. (2009). *CFD Characterization of Liquid Carryover in Gas/Liquid Separator with Droplet Coalescence due to Vessel Internals*. SPE 124205.
23. Madrid, M. (2011, 08). *Megapost: Muestro de fluidos en Yacimientos / Wireline Formation Testers (WTF)*. Portal del petróleo. Recuperado de: <http://www.portaldelpetroleo.com/2011/03/megapost-muestreo-de-fluidos-en.html>
24. McCain, W. D., Jr. (1990). *The Properties of Petroleum Fluids*. Tulsa. PennWell Publishing Company.

-
25. Pedersen, K. S. y Christensen, P. L. (2007). *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*. EUA. CRC Press (Taylor and Francis Group).
 26. Rosa, E.S., França, F.A. y Ribeiro, G.S. (2001). *The Cyclone Gas – Liquid Separator: Operation and Mechanistic Modeling*. Río de Janeiro. Journal of Petroleum Science and Engineering.
 27. Santos Paredes, P. A. (2013). *Caracterización Integral de Fluidos de los Yacimientos Petroleros*. (Tesis de Maestría). UNAM. Ciudad de México.
 28. Schook, R. y Van Asperen, V. (2005). *Compact Separation By Means of Inline Technology*. SPE 93232.
 29. Szilas, A. P. (1986). *Production and Gas Transport of Oil and Gas: Part B Gathering and transportation*. Budapest. Elsevier.
 30. Villalobos Toledo, Ángel. (2011). *Instalaciones Superficiales de Producción Fundamentos*. México. Instituto Politécnico Nacional.
 31. Wallace, H.G., Taggart, D.L., Manen, D.R. y Sams, G.W. (2008). *Compact Electrostatic Separation Process*. OTC 19531.
 32. Wordsworth, C. y Beg, N. (2011). *In – Line Water Extraction from Crude Oil using Compact Separation Technology*. SPE 147163.

APÉNDICE A: EJERCICIOS DE APLICACIÓN.

Metodología API 12J.

Dadas las siguientes condiciones de operación, determinar las dimensiones mínimas de un separador bifásico vertical.

Condiciones de operación:

Gasto de gas:	25	MM pies ³ @c.e./día
Gasto de aceite:	3,000	bls/día
Presión de operación:	800	lb/pg ²
Temperatura de operación:	80	°F
Densidad del gas (para 20.4 lb _m /mol)	3.40	lb _m /pies ³
Densidad del aceite	40	°API

Solución:

Ya que es un procedimiento empírico, de inicio se asume tentativamente 10 pies de altura de la vasija, considerando que está llena a 30% de su capacidad de líquido y con un factor K de 0.3 tomando en cuenta la **Tabla 2-1**.

Se realiza la conversión de la densidad del aceite para obtenerla en lb_m/pies³:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{\text{°API} + 131.5} = \frac{141.5}{40 + 131.5} = 0.8250$$

Luego:

$$\rho_o = \gamma_o * \rho_w = (0.8250)(62.4 \text{ lb}_m/\text{pies}^3) = 51.5 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

De acuerdo con la Ecuación 2-1, la velocidad superficial máxima permitida del gas es:

$$V_a = 0.3 * \sqrt{\frac{51.5 - 3.40}{3.40}} = 1.128 \text{ pie/seg}$$

Dado que se tiene como dato el gasto de gas a condiciones estándar y se requiere a condiciones de operación, los pies cúbicos @c.e. se simplifican considerando que el volumen del gas a condiciones estándar es 379.4 pies³/mol. Por otro lado, los días se convierten a segundos. La operación es la siguiente:

$$q_g = \frac{(25,000,000 \text{ pies}^3@c.e./día)(20.3 \text{ lb}_m/mol)}{(379.4 \text{ pies}^3@c.e./mol)(86,400 \text{ seg/día})(3.40 \text{ lb}_m/pie^3)} = 4.553 \text{ pies}^3/seg$$

Despejando el área mínima de flujo de gas de la Ecuación 2-2 y sustituyendo los valores obtenidos se tiene:

$$A_g = \frac{q_g}{V_a} = \frac{4.553 \text{ pie}^3/seg}{1.128 \text{ pie}/seg} = 4.036 \text{ pies}^2$$

Despejando el diámetro del área obtenida, se obtiene el interno mínimo requerido por la vasija:

$$A_g = \frac{\pi}{4} DI^2 ; \rightarrow DI_{min} = \sqrt{\frac{A_g}{0.7854}};$$

$$DI_{min} = \sqrt{\frac{4.036 \text{ pies}^2}{0.7854}} = (2.267 \text{ pie}) \left(\frac{12 \text{ pg}}{1 \text{ pie}} \right) = 27.2 \text{ pg}$$

De acuerdo con el resultado obtenido, se observa que el diámetro comercial más cercano al requerido es el de 30 pulgadas de diámetro interior (Ver diámetros disponibles en catálogos).

Se procede a obtener el volumen de asentamiento de líquido, V_L . Recordando que la vasija está al 30% de su capacidad y se seleccionó en principio un separador de 10 pies de altura, se tiene una altura de 3 pies disponibles para el asentamiento de líquido. Aunado a esto, se hacen las conversiones necesarias para obtener el volumen en barriles:

$$V_L = 0.7854(30 \text{ pg})^2 \left(\frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ pg}} \right)^2 (3 \text{ pies}) = 14.726 \text{ pies}^3$$

$$V_L = \frac{14.726 \text{ pies}^3}{5.615 \text{ pies}^3/bl} = 2.622 \text{ bls}$$

Sabiendo que se trata de un aceite de 40 °API, se toma un tiempo de retención de 1 minuto de acuerdo con la **Tabla 2-2**. Sustituyendo el tiempo de 1 minuto junto

con el valor obtenido de V_L en la Ecuación 2-3, se tiene que la capacidad del líquido es:

$$W = 1,440 * \left(\frac{2.622 \text{ bls}}{1 \text{ min}} \right) = 3,775.7 \text{ bls/día}$$

Dado que 3,777.7 bls/día es mayor al gasto de 3,000 bls/día, el separador vertical de 30 pg. de diámetro interno por 10 pies de altura es capaz para manejar los gastos de producción establecidos, y por lo tanto, es la elección adecuada.

Diseño con base en la composición de la mezcla. Cálculos flash.

Un aceite, cuya composición se muestra a continuación, se encuentra a una presión de 1,950 lb/pg² y una temperatura de 185 °F en el yacimiento. Determinar la densidad API, el factor de volumen de formación y la relación de solubilidad, al ser sometido este a una separación en tres etapas.

Componente	Fracción mol (Zj)
CO ₂	0.0022
N ₂	0.0009
C ₁	0.6335
C ₂	0.0421
C ₃	0.0209
i-C ₄	0.0068
n-C ₄	0.0108
i-C ₅	0.0047
n-C ₅	0.0038
C ₆	0.0136
C ₇₊	0.2607
	1.0000

Condiciones 1er Separador		
Presión	250	lb/pg ²
Temperatura	120	°F

Condiciones 2do Separador		
Presión	50	lb/pg ²
Temperatura	80	°F

Condiciones Tanque de almacenamiento		
Presión	14.7	lb/pg ²
Temperatura	70	°F

Las propiedades de los heptanos plus (C₇₊) son una densidad relativa de 0.86 y un peso molecular 253 lb_m/lb_m – mol.

Solución:

De acuerdo con la metodología descrita, primero se obtienen las relaciones de equilibrio para cada etapa de separación conforme a sus condiciones de presión y

temperatura. Para ello se utilizan las gráficas de las K 's, obteniéndose los siguientes valores:

Componente	K_j 1er Separador	K_j 2do Separador	K_j Tanque de Almacenamiento
CO ₂	7.00	22	82
N ₂	34.00	165	580
C ₁	10.20	52	155
C ₂	2.80	9	2.8
C ₃	1.05	2.7	7.4
i-C ₄	0.48	1	3
n-C ₄	0.35	0.76	2
i-C ₅	0.16	0.31	0.8
n-C ₅	0.13	0.25	0.6
C ₆	0.05	0.07	0.18
C ₇₊	0.0015	0.001	0.0018

El siguiente paso es obtener las fracciones mol de líquido (Ecuación 2-4) y de gas (despejando y_j de la Ecuación 2-5) para la composición en el primer separador.

Los resultados son los siguientes:

Componente	fracción mol (Z_j)	K_j	X_j	Y_j
CO ₂	0.0022	7.00	0.00044	0.00307
N ₂	0.0009	34.00	0.00004	0.00133
C ₁	0.6335	10.20	0.08855	0.90325
C ₂	0.0421	2.80	0.01910	0.05348
C ₃	0.0209	1.05	0.02022	0.02123
i-C ₄	0.0068	0.48	0.01043	0.00500
n-C ₄	0.0108	0.35	0.01911	0.00669
i-C ₅	0.0047	0.16	0.01073	0.00172
n-C ₅	0.0038	0.13	0.00909	0.00118
C ₆	0.0136	0.05	0.03731	0.00187
C ₇₊	0.2607	0.0015	0.78498	0.00118
		Total	1.00000	1.00000

Con: $n_{g1} = 0.668895$ y $n_{L1} = 0.331105$, en $lb_m - mol$.

Continuando con el paso 3 de la metodología, se obtiene lo siguiente:

Componente	fracción mol (Zj)	Kj	Xj	Yj
CO ₂	0.00044	22	0.00015	0.00331
N ₂	0.00004	165	0.00000	0.00040
C ₁	0.08855	52	0.01567	0.81465
C ₂	0.01910	9	0.01104	0.09938
C ₃	0.02022	2.7	0.01751	0.04727
i-C ₄	0.01043	1	0.01043	0.01043
n-C ₄	0.01911	0.76	0.01954	0.01485
i-C ₅	0.01073	0.31	0.01145	0.00355
n-C ₅	0.00909	0.25	0.00976	0.00244
C ₆	0.03731	0.07	0.04076	0.00285
C ₇₊	0.78498	0.001	0.86370	0.00086
		Total	1.00000	1.00000

Con: $n_{g2} = 0.091225$ y $n_{L2} = 0.908775$, en $lb_m - mol$.

Debe observarse que después de esta etapa de separación, el nitrógeno deja de existir en la mezcla líquida, como resultado de la separación. Es por ello que para el tanque de almacenamiento, las fracciones son las siguientes:

Componente	fracción mol (Zj)	Kj	Xj	Yj
CO ₂	0.00015	82	0.00007	0.00568
C ₁	0.01567	155	0.00486	0.75260
C ₂	0.01104	2.8	0.01076	0.03014
C ₃	0.01751	7.4	0.01603	0.11859
i-C ₄	0.01043	3	0.01013	0.03040
n-C ₄	0.01954	2	0.01926	0.03851
i-C ₅	0.01145	0.8	0.01148	0.00919
n-C ₅	0.00976	0.6	0.00981	0.00589
C ₆	0.04076	0.18	0.04125	0.00743
C ₇₊	0.86370	0.0018	0.87634	0.00158
		Total	1.00000	1.00000

Con: $n_{g\ tanque} = 0.014458$ y $n_{L\ tanque} = 0.985542$, en $lb_m - mol$.

Ahora, conforme al paso 5, se obtiene el peso molecular del líquido en el tanque con la Ecuación 2-6 utilizando las propiedades de los componentes líquidos (a

partir del Propano conforme a la Figura 2-23). Se obtiene la densidad de cada componente con la siguiente ecuación:

$$\rho_{oj} = \gamma_o * \rho_w$$

Empleando la Ecuación 2-7, se obtiene el volumen de líquido total presente en el tanque. La tabla siguiente muestra el resultado de los cálculos:

Componente	M_j $lb_m/lb_m - mol$	X_j	$X_j * M_j$ $lb_m/lb_m - mol$	Densidad relativa @c.e.	ρ_{oj} $lb_m/pies^3$ @c.e.	V_{oj} @c.e. $pies^3/lb_m - mol$
CO ₂	44.010	0.00007	0.00305			
C ₁	16.043	0.00486	0.07790			
C ₂	30.070	0.01076	0.32363			
C ₃	44.097	0.01603	0.70668	0.50669	31.61746	0.02235
i-C ₄	58.123	0.01013	0.58900	0.56287	35.12309	0.01677
n-C ₄	58.123	0.01926	1.11927	0.58401	36.44222	0.03071
i-C ₅	72.150	0.01148	0.82837	0.62470	38.98128	0.02125
n-C ₅	72.150	0.00981	0.70807	0.63112	39.38189	0.01798
C ₆	86.177	0.04125	3.55513	0.66383	41.42299	0.08583
C ₇₊	253	0.87634	221.71506	0.86000	53.66400	4.13154
		M_{tanque}	229.6261			4.32643

Determinando la densidad del Propano plus con la Ecuación 2-8:

$$\rho_{C3+} = \frac{\sum_{j=C3}^n x_j * M_j}{V_o @c.e} = \frac{229.22159 lb_m/lb_m - mol}{4.32643 pies^3/lb_m - mol} = 52.9817 lb_m/pies^3$$

Obteniendo los parámetros W_1 y W_2 , con las Ecuaciones 2-9 y 2-10:

$$W_1 = \frac{W_{C1}}{W_{Mezcla}} = \left(\frac{0.07790}{229.62616} \right) (100) = 0.03392 \%$$

$$W_2 = \frac{W_{C2} + W_{N2}}{W_{Mezcla} - W_{C1} - W_{CO2}} = \left(\frac{0.32363 + 0}{229.62616 - 0.7790 - 0.00305} \right) (100) = 0.14099 \%$$

De la Figura 2-25, se tiene que:

$$\frac{\rho_{po}}{\rho_{C3+}} = 0.9997; \rightarrow \rho_{po} = (0.9997)(52.9817 lb_m/pies^3) = 52.9658 lb_m/pies^3$$

Obteniendo la densidad relativa del aceite, y finalmente la densidad API en el tanque de almacenamiento, se tiene:

$$\gamma_{tanque} = \frac{\rho_{po}}{\rho_w} = \frac{52.9658 \text{ lb}_m/\text{pies}^3}{62.4 \text{ lb}_m/\text{pies}^3} = 0.8488$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_{tanque}} - 131.5 = \frac{141.5}{0.8488} - 131.5 = \mathbf{35.2038}$$

Sustituyendo los valores obtenidos hasta ahora en las ecuaciones del paso 6, se calculan las relaciones de solubilidad en cada etapa y la total:

$$R_{s \text{ SEP1}} = \frac{2138(0.668895)(52.9658)}{(0.331105)(0.908775)(0.985542)(229.62616)}$$

$$= \mathbf{1,112.3525 \text{ pies}^3 @c.e./bl @c.e.}$$

$$R_{s \text{ SEP2}} = \frac{2138 (0.091225 \text{ lb}_m - \text{mol})(52.9658 \text{ lb}_m/\text{pies}^3)}{(0.908775 \text{ lb}_m - \text{mol})(0.985542 \text{ lb}_m - \text{mol})(229.62616 \text{ lb}_m/\text{lb}_m - \text{mol})}$$

$$= \mathbf{50.2301 \text{ pies}^3 @c.e./bl @c.e.}$$

$$R_{s \text{ TANQUE}} = \frac{2138(0.014458 \text{ lb}_m - \text{mol})(52.9658 \text{ lb}_m/\text{pies}^3)}{(0.985542 \text{ lb}_m - \text{mol})(229.62616 \text{ lb}_m/\text{lb}_m - \text{mol})}$$

$$= \mathbf{7.2346 \text{ pies}^3 @c.e./bl @c.e.}$$

Así, de acuerdo con la Ecuación 2-16, se tiene:

$$R_{s \text{ TOTAL}} = 1,112.3525 + 50.2301 + 7.2346 = \mathbf{1,169.8172 \text{ pies}^3 @c.e./bl @c.e.}$$

Realizando el paso número 7, hasta obtener la densidad del pseudolíquido, se tienen los siguientes resultados:

Componente	fracción mol (Zj)	Mj	Zj * MJ	ρ_{oj} lb _m /pies ³ @c.y.	V _{oj} @c.y. pies ³ /lb _m - mol
CO ₂	0.0022	44.010	0.09682		
N ₂	0.0009	28.0134	0.02521		
C ₁	0.6335	16.043	10.16324		
C ₂	0.0421	30.070	1.26595		
C ₃	0.0209	44.097	0.92163	31.61746	0.02915
i-C ₄	0.0068	58.123	0.39524	35.12309	0.01125
n-C ₄	0.0108	58.123	0.62773	36.44222	0.01723
i-C ₅	0.0047	72.150	0.33911	38.98128	0.00870
n-C ₅	0.0038	72.150	0.27417	39.38189	0.00696
C ₆	0.0136	86.177	1.17201	41.42299	0.02829
C ₇₊	0.2607	253.000	65.95710	53.66400	1.22908
		M_a	81.23820		1.33066

$$\rho_{C3+} = \frac{69.68697 \text{ lb}_m/\text{lb}_m - \text{mol}}{1.33066 \text{ pies}^3/\text{lb}_m - \text{mol}} = 52.3703 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

$$W_1 = \frac{W_{C1}}{W_{Mezcla}} = \left(\frac{10.16324}{81.23820} \right) (100) = 12.5104 \%$$

$$W_2 = \frac{W_{C2} + W_{N2}}{W_{Mezcla} - W_{C1} - W_{CO2}} = \left(\frac{1.26595 + 0.02521}{81.23820 - 10.16324 - 0.096082} \right) (100)$$

$$= 1.8191\%$$

$$\frac{\rho_{po}}{\rho_{C3+}} = 0.8200; \rightarrow \rho_{po} = (0.8200)(52.3703 \text{ lb}_m/\text{pies}^3) = 42.9437 \text{ lb}_m/\text{pies}^3, @c.e.$$

Como se menciona, se debe hacer una corrección para poder obtener la densidad a condiciones de yacimiento, las cuales son 1,950 lb/pg² y 185°F. Con estos datos se obtienen las correcciones con ayuda de la Figura 2-26 y la Figura 2-27, las cuales son:

$$\text{Factor por compresión} = 0.80 \text{ y Factor por expansión termica} = 4.05$$

Por lo tanto, sustituyendo en la Ecuación 2-17, se tiene que:

$$\rho_{o\ yac} = 42.9437 + 0.80 - 4.05 = \mathbf{39.6937\ lb_m/pies^3\ @c.y.}$$

Con los datos obtenidos, se calcula el factor de volumen del aceite, como lo indica la ecuación del paso número 8:

$$B_{ob} = \frac{(81.2382)(52.9658)}{(229.62616)(39.6437)(0.331105)(0.908775)(0.985542)}$$

$$= \mathbf{1.592\ bls\ @c.y./bls\ @c.e.}$$

Finalmente, empleando las ecuaciones del paso 9, se concluye el ejercicio, obteniéndose los siguientes resultados:

Primer separador

Componente	Y_j	M_j	Y_j * M_j
CO ₂	0.00307	44.010	0.13519
N ₂	0.00133	28.013	0.03715
C ₁	0.90325	16.043	14.49084
C ₂	0.05348	30.070	1.60827
C ₃	0.02123	44.097	0.93639
i-C ₄	0.00500	58.123	0.29089
n-C ₄	0.00669	58.123	0.38871
i-C ₅	0.00172	72.150	0.12384
n-C ₅	0.00118	72.150	0.08526
C ₆	0.00187	86.177	0.16075
C ₇₊	0.00118	253.000	0.29790
		M_a	18.5552

$$Y_{g\ SEP\ 1} = \frac{18.5552}{28.96} = \mathbf{0.6407}$$

Segundo separador

Componente	Y _j	M _j	Y _j * M _j
CO ₂	0.00331	44.010	0.14572
N ₂	0.00040	28.013	0.01130
C ₁	0.81465	16.043	13.06947
C ₂	0.09938	30.070	2.98847
C ₃	0.04727	44.097	2.08458
i-C ₄	0.01043	58.123	0.60603
n-C ₄	0.01485	58.123	0.86295
i-C ₅	0.00355	72.150	0.25605
n-C ₅	0.00244	72.150	0.17599
C ₆	0.00285	86.177	0.24591
C ₇₊	0.00086	253.000	0.21852
		M_a	20.6650

$$Y_{g\ SEP 2} = \frac{20.6650}{28.96} = 0.7136$$

Tanque de almacenamiento

Componente	Y _j	M _j	Y _j * M _j
CO ₂	0.00568	44.010	0.25017
C ₁	0.75260	16.043	12.07398
C ₂	0.03014	30.070	0.90616
C ₃	0.11859	44.097	5.22941
i-C ₄	0.03040	58.123	1.76699
n-C ₄	0.03851	58.123	2.23854
i-C ₅	0.00919	72.150	0.66270
n-C ₅	0.00589	72.150	0.42484
C ₆	0.00743	86.177	0.63992
C ₇₊	0.00158	253.000	0.39909
		M_a	24.5918

$$Y_{g\ tanque} = \frac{24.5918}{28.96} = 0.8492$$

Resumen de Resultados.

Densidad Aceite	35.2038	°API
Rs	1,169.81	pies ³ /bls, @c. e
Bo	1.592	bls @c. y./bls@c. e.

Diseño de un separador bifásico horizontal que opera a un nivel de líquido al 50% de su capacidad.

Con base en la información proporcionada, determinar las dimensiones adecuadas del separador horizontal para llevar a cabo la separación de los fluidos de la corriente proveniente del pozo.

Información para el diseño.

Gasto de gas, q_g	9.6	<i>MM pies³@c. e./día</i>
Gasto de aceite, q_o	8,000	<i>bls/día</i>
Presión de operación	500	<i>lb/pg²</i>
Temperatura de operación	80	<i>°F</i>
Tamaño de gota	120	<i>micras</i>
Tiempo de retención	3	<i>minutos</i>
Densidad relativa del gas	0.67	<i>Adimensional</i>
Densidad del aceite	35	<i>°API</i>

Solución:

De acuerdo con el paso número 1 de la metodología, se tiene que la densidad del aceite, en $lb_m/pies^3$, es:

$$\rho_l = 62.4 * \left(\frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \right) = 62.4 * \left(\frac{141.5}{131.5 + 35} \right) = 53.0306 \text{ lb}_m/pies^3$$

Para obtener el factor de compresibilidad Z , se calculan la presión y temperatura pseudocríticas como se muestra a continuación.

$$P_{pc} = 667 + (15 * \gamma_g) - (37.5 * \gamma_g^2) = 667 + (15 * 0.67) - (37.5 * 0.67^2) = 660.22$$

$$T_{pc} = 168 + (325 * \gamma_g) - (12.5 * \gamma_g^2) = 168 + (325 * 0.67) - (12.5 * 0.67^2) = 380.14$$

Obteniendo las propiedades pseudoreducidas se tiene:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{500}{660.22} = 0.76$$

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} = \frac{80 + 460}{380.14} = 1.42$$

Empleando los valores obtenidos, se tiene de la Figura 2-29 que **$Z = 0.915$** .

Continuando con el paso 3, se obtiene la densidad del gas empleando la Ecuación 2-25, obteniéndose lo siguiente:

$$\rho_g = 2.7 \frac{\gamma_g * P}{T * z} = 2.7 * \left(\frac{0.67 * 500}{(80 + 460) * 0.915} \right) = \mathbf{1.8306 \text{ lb}_m/\text{pies}^3}$$

De la Figura 2-30 se obtiene la viscosidad del gas empleando la densidad relativa del gas, así como la presión y temperatura de operación (paso 4).

$$\mu_g = \mathbf{0.014 \text{ cp}}$$

Para obtener el coeficiente de arrastre, se realiza el proceso descrito en el paso 5. Se obtiene una velocidad inicial como sigue (Ecuación 2-26).

$$V_1 = 0.0204 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * d_m \right]^{1/2} = 0.0204 \left[\left(\frac{53.0306 - 1.8306}{1.8306} \right) * 120 \right]^{1/2} = 1.1818$$

Calculando el número de Reynolds (Ecuación 2-27), se obtiene:

$$N_{Re1} = 0.0049 \frac{\rho_g * d_m * V}{\mu_g} = 0.0049 * \left(\frac{1.8306 * 120 * 1.1818}{0.014} \right) = \mathbf{90.8661}$$

Para el primer C_D , utilizando la Ecuación 2-29, resulta lo siguiente:

$$C_{D1} = \frac{24}{N_{Re}} + \frac{3}{N_{Re}^{1/2}} + 0.34 = \left(\frac{24}{90.8661} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{90.8661}} \right) + 0.34 = \mathbf{0.9188}$$

La velocidad de asentamiento final, en *pies/seg*, es (Ecuación 2-30):

$$V_{t1} = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} = 0.0119 * \left[\left(\frac{53.0306 - 1.8306}{1.8306} \right) * \frac{120}{0.9188} \right]^{1/2} = \mathbf{0.7192}$$

La segunda iteración comienza recalculando el N_{Re} , ahora con V_{t1} , como sigue:

$$N_{Re2} = 0.0049 * \left(\frac{1.8306 * 120 * 0.7192}{0.014} \right) = \mathbf{55.2966}$$

$$C_{D2} = \left(\frac{24}{55.2966} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{55.2966}} \right) + 0.34 = \mathbf{1.1775}$$

$$V_{t2} = 0.0119 * \left[\left(\frac{53.0306 - 1.8306}{1.8306} \right) * \frac{120}{1.1775} \right]^{1/2} = \mathbf{0.6353 \text{ pie/seg}}$$

Para las iteraciones consecuentes, se muestra la tabla con los resultados obtenidos:

Iteración	N _{Re}	C _D	V _t (pie/seg)
3	48.8480	1.2606	0.6140
4	47.2104	1.2850	0.6082
5	46.7596	1.2920	0.6065
6	46.6327	1.2940	0.6061
7	46.5968	1.2945	0.6059
8	46.5866	1.2947	0.6059
9	46.5837	1.2947	0.6059

Por lo tanto, **C_D = 1.2947**.

Sustituyendo los datos en la Ecuación 2-21, se obtiene la capacidad de gas:

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} =$$

$$d * L_{eff} = 420 * \left(\frac{(80+460)*0.915*9.6}{500} \right) * \left[\left(\frac{1.8306}{53.0306-1.8306} \right) * \frac{1.2947}{120} \right]^{1/2} = \mathbf{78.2581}$$

Así mismo, se obtiene la restricción por capacidad de líquido. En este caso se obtiene para los tiempos de retención de 1, 2 y 3 minutos, para observar su comportamiento con diferentes tiempos. Sustituyendo los datos en la Ecuación 2-22 se tiene lo siguiente:

$$\text{Para 1 minuto} \rightarrow d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * q_L}{0.7} = \frac{1 * 8,000}{0.7} = \mathbf{11,428.57}$$

$$\text{Para 2 minutos} \rightarrow d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * q_L}{0.7} = \frac{2 * 8,000}{0.7} = \mathbf{22,857.14}$$

$$\text{Para 3 minutos} \rightarrow d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * q_L}{0.7} = \frac{3 * 8,000}{0.7} = \mathbf{34,285.71}$$

Para generar la tabla mencionada en el paso 7, se toman en cuenta los diámetros disponibles de catálogos (16,20, 24, etc.). A continuación se muestra el ejemplo

del despeje que se hace para obtener las longitudes efectivas para un diámetro de 16 pg, respectivamente:

$$L_{eff\ gas} = \frac{78.2581}{16} = 4.89\ pies$$

$$L_{eff\ líquido\ 1\ min} = \frac{11,428.57}{16^2} = 44.64\ pies$$

$$L_{eff\ líquido\ 2\ min} = \frac{22,857.14}{16^2} = 89.29\ pies$$

$$L_{eff\ líquido\ 3\ min} = \frac{34,285.71}{16^2} = 133.93\ pies$$

La tabla completa es la siguiente:

Diámetro comercial (pg)	L _{eff} por gas (pies)	L _{eff} por líquido (pies)	L _{eff} por líquido (pies)	L _{eff} por líquido (pies)
		1 min	2 min	3 min
16	4.89	44.64	89.29	133.93
20	3.91	28.57	57.14	85.71
24	3.26	19.84	39.68	59.52
30	2.61	12.70	25.40	38.10
36	2.17	8.82	17.64	26.46
42	1.86	6.48	12.96	19.44
48	1.63	4.96	9.92	14.88
54	1.45	3.92	7.84	11.76
60	1.30	3.17	6.35	9.52

Comparando los resultados entre las longitudes efectivas, se observa que la que gobierna en el diseño es la del líquido, por lo tanto, para el paso número 8 de la metodología (obtención de la longitud costura a costura), se emplea la Ecuación 2-24. Con un diámetro de 16 pg y un $t_r = 1\ min$, se tiene:

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} = \frac{4}{3} * 44.64 = 59.52\ pies$$

La siguiente tabla muestra los resultados para los diversos diámetros y tiempos de retención:

Diámetro comercial (pg)	L _{eff} por líquido (pies)	L _{eff} por líquido (pies)	L _{eff} por líquido (pies)	L _{ss} por líquido (pies)	L _{ss} por líquido (pies)	L _{ss} por líquido (pies)
	1 min	2 min	3 min	1 min	2 min	3 min
16	44.64	89.29	133.93	59.52	119.05	178.57
20	28.57	57.14	85.71	38.10	76.19	114.29
24	19.84	39.68	59.52	26.46	52.91	79.37
30	12.70	25.40	38.10	16.93	33.86	50.79
36	8.82	17.64	26.46	11.76	23.52	35.27
42	6.48	12.96	19.44	8.64	17.28	25.92
48	4.96	9.92	14.88	6.61	13.23	19.84
54	3.92	7.84	11.76	5.23	10.45	15.68
60	3.17	6.35	9.52	4.23	8.47	12.70

Para el paso 9, se usa la Ecuación 2-31, aplicándola a cada tiempo de retención. Como ejemplo se muestra el cálculo para el diámetro de 20 pg.

$$\text{Relación de esbeltez (1 minuto)} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \left(\frac{38.10}{20}\right) = 22.86$$

$$\text{Relación de esbeltez (2 minutos)} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \left(\frac{76.19}{20}\right) = 45.71$$

$$\text{Relación de esbeltez (3 minutos)} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \left(\frac{114.29}{20}\right) = 68.57$$

La tabla con las relaciones de esbeltez es la siguiente:

Diámetro comercial (pg)	L _{ss} por líquido (pies)	L _{ss} por líquido (pies)	L _{ss} por líquido (pies)	Relación de Esbeltez	Relación de Esbeltez	Relación de Esbeltez
	1 min	2 min	3 min	1 min	2 min	3 min
16	59.52	119.05	178.57	44.64	89.29	133.93
20	38.10	76.19	114.29	22.86	45.71	68.57
24	26.46	52.91	79.37	13.23	26.46	39.68
30	16.93	33.86	50.79	6.77	13.54	20.32
36	11.76	23.52	35.27	3.92	7.84	11.76
42	8.64	17.28	25.92	2.47	4.94	7.40
48	6.61	13.23	19.84	1.65	3.31	4.96
54	5.23	10.45	15.68	1.16	2.32	3.48
60	4.23	8.47	12.70	0.85	1.69	2.54

Para la tabla de relaciones de esbeltez que se menciona en el paso 10, se toma una longitud desde 1 pie hasta obtener suficientes valores para generar rectas en la gráfica final. Por ejemplo, para 1 pie de longitud se hace lo siguiente:

$$L/D = 3 \rightarrow 1/(3 * 12) = 4$$

$$L/D = 4 \rightarrow 1/(4 * 12) = 3$$

Relaciones de esbeltez

L (pies)	L/D = 3	L/D=4
1	4	3
2	8	6
3	12	9
4	16	12
5	20	15
...
20	80	60

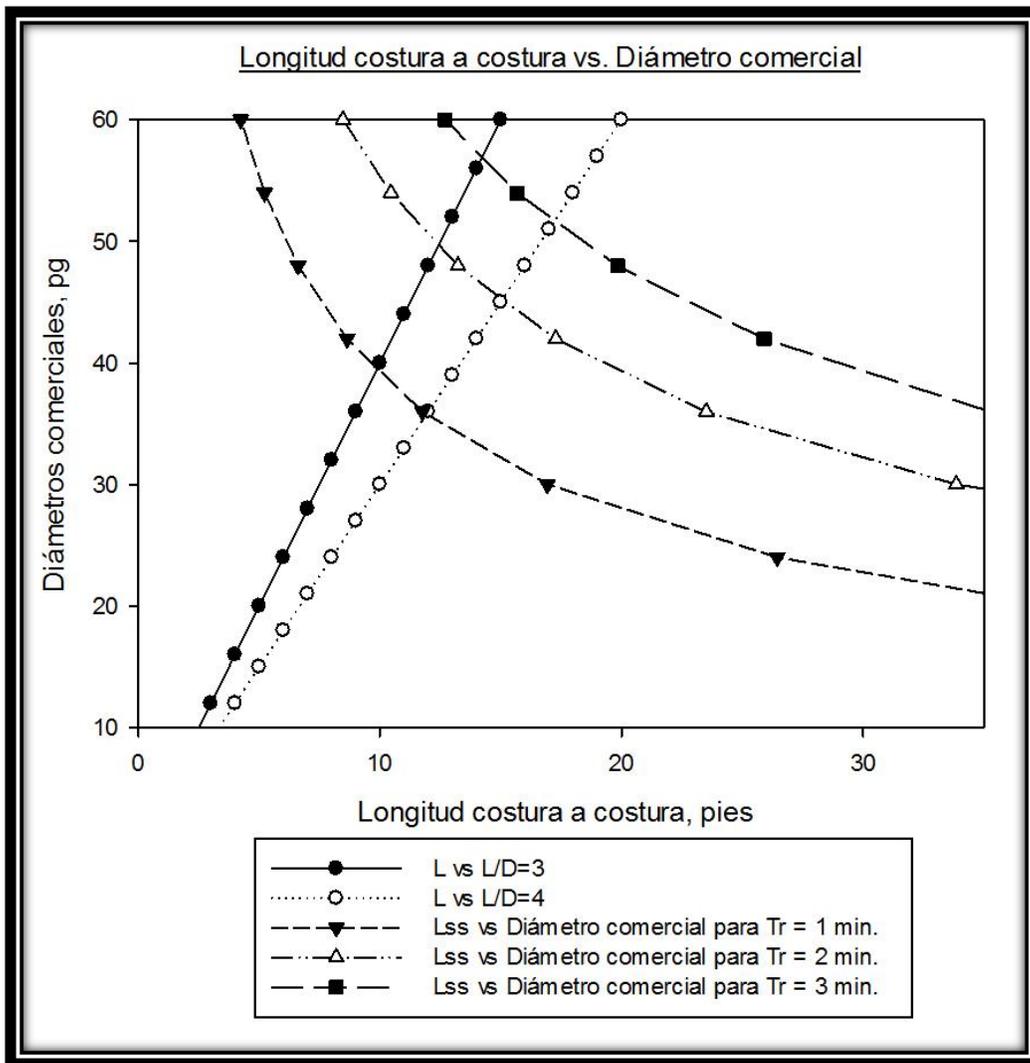
Para crear la gráfica del paso 11, se realiza lo siguiente: en el eje X se colocan los valores de L en pies, y los valores de L_{ss} para los distintos tiempos de retención. En el eje Y se ponen los valores de $L/D = 3$ y $L/D = 4$, teniendo en común los valores de L en el eje x, resultando así dos líneas rectas; por otro lado, también se colocan los valores de los diámetros comerciales, resultando en curvas de L_{ss} vs. *Diámetro comercial*. La gráfica se muestra a continuación.

Análisis de la gráfica:

- Las líneas rectas (L vs. $L/D = 3$ y $L/D = 4$) son los límites de la relación de esbeltez 3 – 4, respectivamente.
- Los puntos que están dentro del área encerrada entre rectas son las posibles soluciones al problema planteado (los mismos que están en color rojo en la tabla final). De acuerdo con la gráfica, para un tiempo de retención de 1 minuto el diámetro adecuado es 36 pg., para un tiempo de 2 minutos el diámetro es de 48 pg., y finalmente, para 3 minutos se ocupa un diámetro de 54 pg.

Conociendo los diámetros que se van a utilizar, el último paso es elegir la longitud comercial del separador de catálogos, lo cual se realiza con base en la L_{eff} .

Para el diámetro de 36 pg. la longitud correspondiente es la de 10 pies (requiere 8.82), pues brinda un espacio adicional (no tan excesivo) para una buena separación. Para la vasija de 48 pg. una longitud de 10 pies (requiere 9.92) no se recomienda, pues esté en el límite de la restricción, por lo que la opción adecuada es elegir una longitud de 15 pies. Finalmente, para el tiempo de residencia de 3 minutos, las dimensiones adecuadas son 54 pg X 15 pies (requiere 11.76), pues esta brindan condiciones de operación que aseguran una buena separación.



Diseño de un separador bifásico horizontal que opera a un nivel de líquido diferente del 50% de su capacidad.

De acuerdo con la información proporcionada, determinar las dimensiones de un separador horizontal. La condición es que el nivel de líquido (aceite) no debe ser mayor al 40% de la altura dentro de la vasija.

Información para el diseño.

Gasto de gas, q_g	85	<i>MM pies³@c. e./día</i>
Gasto de aceite, q_o	1,000	<i>bls/día</i>
Presión de operación	700	<i>lb/pg²</i>
Temperatura de operación	80	<i>°F</i>
Tamaño de gota	120	<i>micras</i>
Tiempo de retención	3	<i>minutos</i>
Densidad relativa del gas	0.65	<i>Adimensional</i>
Densidad del aceite	38	<i>°API</i>

Solución:

Realizando el paso 1, se determina la densidad del líquido (aceite):

$$\rho_l = 62.4 * \left(\frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \right) = 62.4 * \left(\frac{141.5}{131.5 + 38} \right) = 52.092 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

Para obtener el factor Z , se emplean las ecuaciones de presión y temperatura pseudocríticas como sigue:

$$P_{pc} = 667 + (15 * \gamma_g) - (37.5 * \gamma_g^2) = 667 + (15 * 0.65) - (37.5 * 0.65^2) = 660.91$$

$$T_{pc} = 168 + (325 * \gamma_g) - (12.5 * \gamma_g^2) = 168 + (325 * 0.65) - (12.5 * 0.65^2) = 373.97$$

Ahora, las propiedades pseudoreducidas son:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{700}{660.91} = 1.06$$

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} = \frac{80 + 460}{373.97} = 1.44$$

Con los valores obtenidos, se tiene de la Figura 2-29 que **Z=0.87**.

Siguiendo la metodología, se obtiene que la densidad del gas es la siguiente:

$$\rho_g = 2.7 \frac{\gamma_g * P}{T * z} = 2.7 * \left(\frac{0.65 * 700}{(80 + 460) * 0.87} \right) = \mathbf{2.615 \text{ lb}_m/\text{pies}^3}$$

De acuerdo con las condiciones de presión y temperatura de operación, y la densidad del gas, la viscosidad es (Figura 2-30):

$$\mu_g = \mathbf{0.013 \text{ cp}}$$

Se realiza el paso número 5 para obtener el coeficiente de arrastre:

La velocidad inicial, en *pies/seg*, es:

$$V_1 = 0.0204 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * d_m \right]^{1/2} = 0.0204 \left[\left(\frac{52.092 - 2.615}{2.615} \right) * 120 \right]^{1/2} = 0.9721$$

El primer número de Reynolds es el siguiente:

$$N_{Re1} = 0.0049 \frac{\rho_g * d_m * V}{\mu_g} = 0.0049 * \left(\frac{2.615 * 120 * 0.9721}{0.013} \right) = \mathbf{114.9709}$$

El primer valor obtenido del coeficiente de arrastre resulta:

$$C_{D1} = \frac{24}{N_{Re}} + \frac{3}{N_{Re}^{1/2}} + 0.34 = \left(\frac{24}{114.9709} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{114.9709}} \right) + 0.34 = \mathbf{0.8285}$$

La velocidad de asentamiento final, en *pies/seg*, es:

$$V_{t1} = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} = 0.0119 * \left[\left(\frac{52.092 - 2.615}{2.615} \right) * \frac{120}{0.8287} \right]^{1/2} = \mathbf{0.6229}$$

Para la segunda iteración, se sustituye el valor obtenido de V_{t1} en la Ecuación 2-27 para obtener el nuevo número de Reynolds:

$$N_{Re2} = 0.0049 \frac{\rho_g * d_m * V}{\mu_g} = 0.0049 * \left(\frac{2.615 * 120 * 0.6229}{0.013} \right) = \mathbf{73.6799}$$

Y los valores de C_D y V_t para esta iteración son:

$$C_{D2} = \left(\frac{24}{73.6799} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{73.6799}} \right) + 0.34 = \mathbf{1.0152}$$

$$V_{t2} = 0.0119 * \left[\left(\frac{52.092 - 2.615}{2.615} \right) * \frac{120}{1.0152} \right]^{1/2} = \mathbf{0.5628 \text{ pie/seg}}$$

Los resultados de las iteraciones consecuentes se muestran en la siguiente tabla:

Iteración	N _{Re}	C _D	V _t (pie/seg)
3	66.5613	1.0683	0.5486
4	64.8875	1.0823	0.5450
5	64.4661	1.0859	0.5441
6	64.3582	1.0869	0.5439
7	64.3304	1.0871	0.5438
8	64.3233	1.0872	0.5438
9	64.3214	1.0872	0.5438

Por lo tanto, **C_D = 1.0872**.

Con base en el enunciado, se sabe que se requiere una altura máxima de líquido de 40% dentro del equipo, por lo que el valor de **β = 0.4**. Con dicho valor, se entra a la gráfica mostrada en la Figura 2-32, obteniéndose un valor de **α = 0.38** (paso 6).

Al contar con estos dos parámetros, se obtiene el siguiente cociente (parámetro de la restricción por capacidad de gas):

$$\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} = \frac{1 - 0.40}{1 - 0.38} = \mathbf{0.9677}$$

El siguiente paso es, mediante la Ecuación 2-32, obtener la restricción por capacidad de gas. Sustituyendo los datos se tiene:

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} \right) \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} =$$

$$d * L_{eff} = 420(0.9677) \left(\frac{(80 + 460) * 0.87 * 85}{700} \right) \left[\left(\frac{2.615}{52.092 - 2.615} \right) \frac{1.0872}{120} \right]^{1/2}$$

$$\mathbf{d * L_{eff} = 507.38}$$

Con la Ecuación 2-33 la restricción por capacidad de líquido, empleando el tiempo de retención de 3 minutos, es:

$$d^2 * L_{eff} = \frac{t_r * q_L}{1.4\alpha} = \frac{3 * 1000}{1.4 * 0.38} = 5,639.098$$

Como se menciona en el paso 8 del método, se emplean los diámetros comerciales disponibles para determinar la longitud efectiva del equipo. Con un diámetro de 30 pulgadas, se obtiene lo siguiente:

$$L_{eff\ gas} = \frac{507.38}{d} = \frac{507.38}{30} = 16.91\ pies$$

$$L_{eff\ líquido\ 3\ min} = \frac{5,639.098}{d^2} = \frac{5,639.098}{30^2} = 6.266\ pies$$

Para los demás diámetros, los resultados se muestran a continuación:

Diámetro comercial (pg)	L _{eff} por gas (pies)	L _{eff} por líquido (pies)
		3 min
16	31.71	22.028
20	25.37	14.098
24	21.14	9.790
30	16.91	6.266
36	14.09	4.351
42	12.08	3.197
48	10.57	2.448
54	9.40	1.934
60	8.46	1.566

Como se puede observar, la capacidad que gobierna es la de gas por encima de la del líquido. Ahora, la obtención de la longitud costura a costura se realiza con la Ecuación 2-23:

$$Diámetro = 30\ pg \rightarrow L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} = 16.91 + \frac{30}{12} = 19.413\ pies$$

Para el resto de los diámetros, se tienen los siguientes resultados:

Diámetro comercial (pg)	L _{eff} por gas (pies)	L _{ss} por gas (pies)
16	31.71	33.045
20	25.37	27.036
24	21.14	23.141
30	16.91	19.413
36	14.09	17.094
42	12.08	15.580
48	10.57	14.570
54	9.40	13.896
60	8.46	13.456

Realizando el paso número 10, se obtienen las relaciones de esbeltez correspondientes. El ejemplo se muestra para el diámetro de 30 pg.

$$\text{Diámetro} = 30 \text{ pg} \rightarrow \text{Relación de esbeltez} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \left(\frac{19.413}{30}\right) = 7.77$$

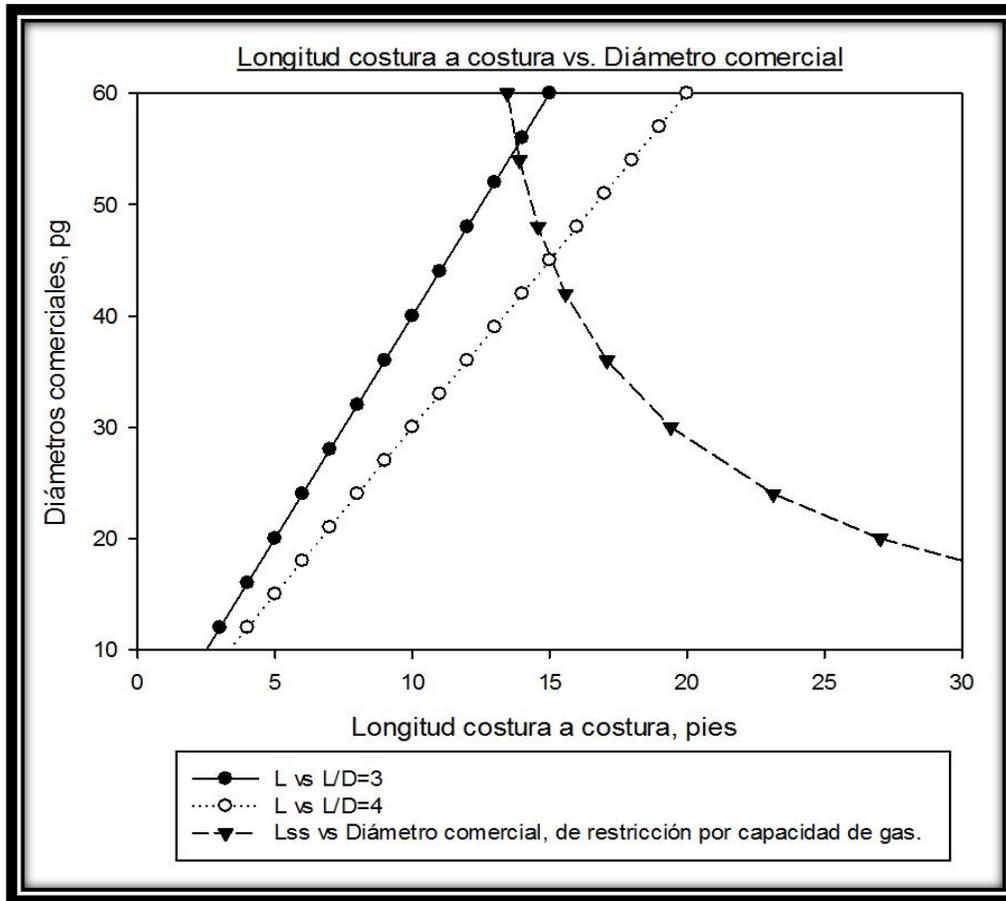
La tabla siguiente muestra los resultados finales de los cálculos de la metodología.

Diámetro comercial (pg)	L _{eff} por gas (pies)	L _{ss} por gas (pies)	Relación De Esbeltez
16	31.71	33.045	24.78
20	25.37	27.036	16.22
24	21.14	23.141	11.57
30	16.91	19.413	7.77
36	14.09	17.094	5.70
42	12.08	15.580	4.45
48	10.57	14.570	3.64
54	9.40	13.896	3.09
60	8.46	13.456	2.69

La tabla de relaciones de esbeltez es la siguiente:

Relaciones de esbeltez		
L (pies)	L/D = 3	L/D=4
1	4	3
2	8	6
3	12	9
...
18	72	54

En el eje X se colocan los valores de L en pies, y los valores de L_{ss} (para este caso la de restricción por capacidad de gas). En el eje Y se ponen los valores de $L/D = 3$ y $L/D = 4$, teniendo en común los valores de L en el eje X, resultando dos líneas rectas; por otro lado, se colocan los valores de los diámetros comerciales, resultando en un curva de L_{ss} vs. *Diámetro comercial*. El resultado se muestra a continuación:



Las rectas, las cuales representan gráficamente el criterio de relación de esbeltez (3 – 4), junto con la longitud costura a costura (de restricción por capacidad de gas), determinan las opciones de diámetros que pueden ser la solución para el problema. El área limitada por las rectas encierra dos diámetros: un diámetro de 48 pulgadas y uno de 54.

Finalmente, hace falta la longitud del separador. En este caso, la variable que influye es la longitud efectiva (L_{eff}). De acuerdo a los datos de la tabla, la longitud

efectiva del separador de 48 pulgadas debe de ser de 10.57 pies, la cual no existe en las dimensiones comerciales. En catálogos se tienen equipos disponibles de 10, 15 y 20 pies: con el de 10 estaríamos operando en el límite de la restricción del diseño, pudiéndose no generar una separación óptima; con el de 20 pies se tendría un equipo sobredimensionado, es decir, muy grande. Por lo tanto, el adecuado es un separador de 48 pg de diámetro interno por 15 pies de largo.

El caso del diámetro de 54 pg es similar. Se requiere una longitud efectiva de 9.40 pies, pero elegir la L_{eff} de 10 pies tendría riesgo de no realizar la separación adecuadamente, así que la vasija de 15 pies es la opción más conveniente. La selección final, ya sea el de 48 o 54 pg, dependerá del criterio técnico – económico factible.

Diseño de un separador bifásico vertical.

De acuerdo con la información proporcionada, determinar las dimensiones de un separador bifásico vertical para llevar a cabo la separación del aceite y gas provenientes de un pozo.

Información para el diseño.

Gasto de gas, q_g	15	<i>MM pies³@c. e./día</i>
Gasto de aceite, q_o	3,000	<i>bls/día</i>
Presión de operación	985	<i>lb/pg²</i>
Temperatura de operación	70	<i>°F</i>
Tamaño de gota	100	<i>micras</i>
Tiempo de retención	3	<i>minutos</i>
Densidad relativa del gas	0.60	<i>Adimensional</i>
Densidad del aceite	35	<i>°API</i>

Solución:

Realizando el primer paso, se obtiene lo siguiente:

$$\rho_l = 62.4 * \left(\frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \right) = 62.4 * \left(\frac{141.5}{131.5 + 35} \right) = 53.0306 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

Los cálculos de las propiedades pseudocríticas y pseudoreducidas, para conocer el valor de Z, arrojan los siguientes resultados:

$$P_{pc} = 667 + (15 * 0.60) - (37.5 * 0.60^2) = 662.5$$

$$T_{pc} = 168 + (325 * 0.60) - (12.5 * 0.60^2) = 358.5$$

Y

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{985}{662.5} = 1.49$$

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} = \frac{70 + 460}{358.5} = 1.48$$

Por lo tanto, el valor de **Z= 0.855**, de acuerdo con la Figura 2-29.

La densidad del gas (Ecuación 2-25) es:

$$\rho_g = 2.7 \frac{\gamma_g * P}{T * z} = 2.7 * \left(\frac{0.60 * 985}{(70 + 460) * 0.855} \right) = \mathbf{3.5214 \text{ lb}_m/\text{pies}^3}$$

De la Figura 2-30 se obtiene la viscosidad del gas, la cual es:

$$\mu_g = \mathbf{0.015 \text{ cp}}$$

Con los datos disponibles, del paso 5 se obtienen los resultados siguientes:

Con la Ecuación 2-26 se obtiene:

$$V_1 = 0.0204 \left[\left(\frac{53.0306 - 3.5214}{3.5214} \right) * 100 \right]^{1/2} = \mathbf{0.7649}$$

Calculando el número de Reynolds (Ecuación 2-27):

$$N_{Re1} = 0.0049 * \left(\frac{3.5214 * 100 * 0.7649}{0.015} \right) = \mathbf{87.9899}$$

Empleando la Ecuación 2-29, se obtiene el primer C_D :

$$C_{D1} = \left(\frac{24}{87.9899} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{87.9899}} \right) + 0.34 = \mathbf{0.9326}$$

La velocidad de asentamiento final, en *pies/seg*, es (Ecuación 2-30):

$$V_{t1} = 0.0119 * \left[\left(\frac{53.0306 - 3.5214}{3.5214} \right) * \frac{100}{0.9326} \right]^{1/2} = \mathbf{0.4621}$$

Para las iteraciones consecuentes, se resumen los resultados a continuación:

Iteración	N_{Re}	C_D	V_t (pie/seg)
2	53.1505	1.2030	0.4068
3	46.7960	1.2914	0.3926
4	45.1666	1.3178	0.3887
5	44.7129	1.3254	0.3876
6	44.5836	1.3276	0.3873
7	44.5466	1.3282	0.3872
8	44.5359	1.3284	0.3871
9	44.5329	1.3285	0.3871
10	44.5320	1.3285	0.3871

Por lo tanto, $C_D = \mathbf{1.3285}$.

Se determina el diámetro mínimo requerido empleando la Ecuación 2-34 (restricción por capacidad de gas). El resultado se expresa en pulgadas:

$$d^2 = 5,040 * \left(\frac{T * Z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

$$d^2 = 5,040 * \left(\frac{(70 + 460) * 0.855 * 15}{985} \right) * \left[\left(\frac{3.5214}{53.0306 - 3.5214} \right) \frac{1.3285}{100} \right]^{1/2} = 1,069.1$$

$$d_{\min req.} = 32.70 \text{ pg}$$

El resultado anterior nos brinda el primer dato importante, pues el separador que se requiere deberá tener un diámetro mayor al de 32.70 pulgadas de diámetro interno.

Siguiendo con el paso 7, despejando h de la Ecuación 2-35 (restricción por líquido) se obtiene la altura del nivel de líquido en el interior de la vasija para distintos diámetros (mayores al mínimo requerido), y para distintos tiempos de retención. El diámetro comercial cercano a 32.70 pg. es de 36 pg. El ejemplo de la sustitución es para el diámetro de 36 pg:

$$d^2 * h = \frac{t_r * q_L}{0.12} \rightarrow h = \frac{t_r * q_L}{0.12 * d^2}$$

$$\text{Para 1 minuto: } h = \frac{t_r * q_L}{0.12 * d^2} = \frac{1 * 3,000}{0.12 * (36^2)} = 19.29 \text{ pg}$$

$$\text{Para 2 minutos: } h = \frac{t_r * q_L}{0.12 * d^2} = \frac{2 * 3,000}{0.12 * (36^2)} = 38.58 \text{ pg}$$

$$\text{Para 3 minutos: } h = \frac{t_r * q_L}{0.12 * d^2} = \frac{3 * 3,000}{0.12 * (36^2)} = 57.87 \text{ pg}$$

La siguiente tabla muestra los resultados para el resto de los diámetros:

Diámetro comercial (pg)	h (pg)		
	1 min	2 min	3 min
36	19.29	38.58	57.87
42	14.17	28.34	42.52
48	10.85	21.70	32.55
54	8.57	17.15	25.72
60	6.94	13.89	20.83

Ahora lo siguiente (paso 8) es determinar las longitudes costura a costura (L_{ss}). La Ecuación 2-36 aplica para el diámetro de 36 pulgadas, mientras que la Ecuación 2-37 se usa para los diámetros superiores, como se muestra a continuación.

$$\text{Para 1 minuto: } L_{ss} = \frac{h + 76}{12} = \frac{19.29 + 76}{12} = 7.94 \text{ pies}$$

$$\text{Para 1 minuto (42 pg): } L_{ss} = \frac{14.17 + 42 + 40}{12} = 8.01 \text{ pies}$$

Diámetro comercial (pg)	h (pg)			L _{ss} (pies)		
	1 min	2 min	3 min	1 min	2 min	3 min
36	19.29	38.58	57.87	7.94	9.55	11.16
42	14.17	28.34	42.52	8.01	9.20	10.38
48	10.85	21.70	32.55	8.24	9.14	10.05
54	8.57	17.15	25.72	8.55	9.26	9.98
60	6.94	13.89	20.83	8.91	9.49	10.07

El siguiente paso es, con la Ecuación 2-31, obtener las relaciones de esbeltez correspondientes. Para los tiempos de 2 y 3 minutos con 36 pg. se tiene lo siguiente:

$$\text{Relación de esbeltez}_{2 \text{ min}} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \frac{9.55}{36} = 3.18$$

$$\text{Relación de esbeltez}_{3 \text{ min}} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \frac{11.16}{36} = 3.72$$

La siguiente tabla muestra los resultados para los demás diámetros y tiempos de retención:

Diámetro comercial (pg)	L _{ss} (pies)			Relación de Esbeltez		
	1 min	2 min	3 min	1 min	2 min	3 min
36	7.94	9.55	11.16	2.65	3.18	3.72
42	8.01	9.20	10.38	2.29	2.63	2.96
48	8.24	9.14	10.05	2.06	2.29	2.51
54	8.55	9.26	9.98	1.90	2.06	2.22
60	8.91	9.49	10.07	1.78	1.90	2.01

En el paso 10 se hace la tabla de relaciones de esbeltez. Para una longitud de 10 pies se muestra el ejemplo:

$$L/D = 3, \rightarrow \frac{10}{3 * 12} = 40$$

$$L/D = 4, \rightarrow \frac{10}{4 * 12} = 30$$

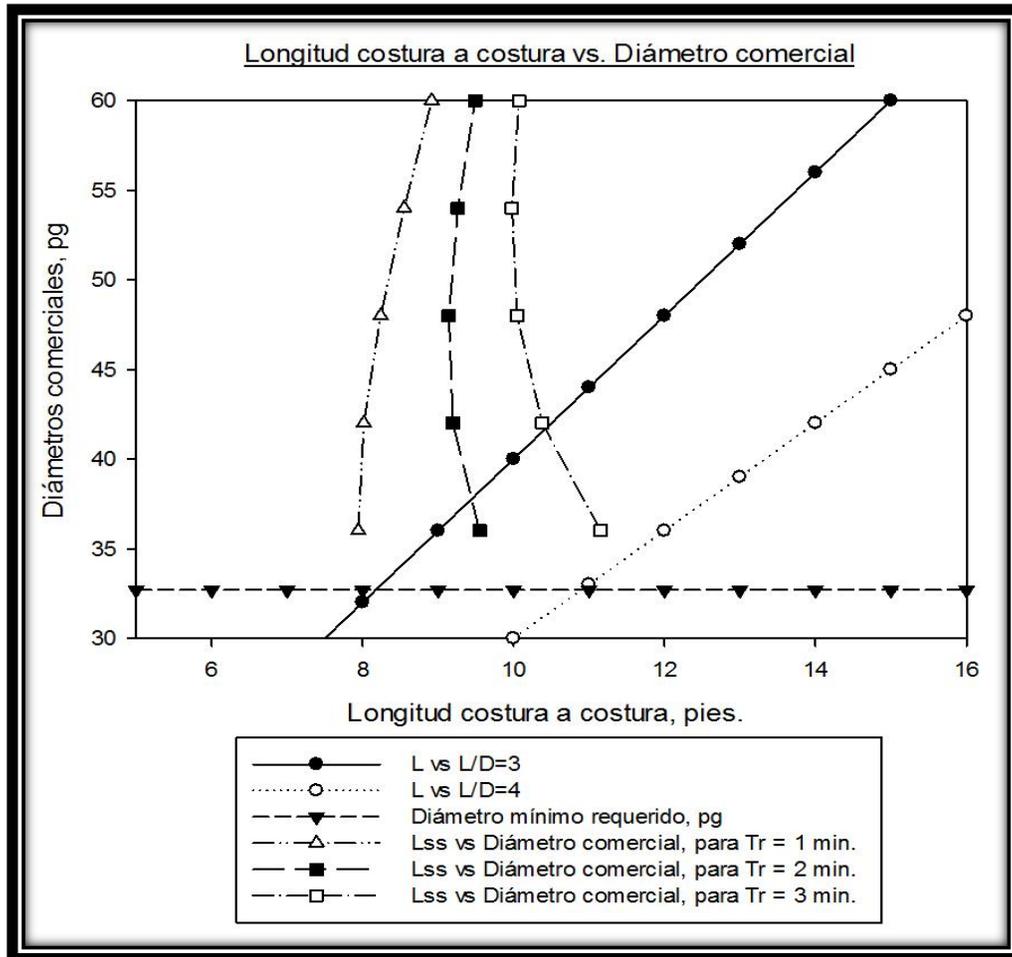
Relaciones de esbeltez

L (pies)	L/D = 3	L/D=4
1	4	3
2	8	6
3	12	9
4	16	12
5	20	15
...
16	64	48

En el paso 11 se realiza la gráfica: en el eje X se sitúan los valores de *L* y las longitudes costura a costura (*L_{ss}*) para cada tiempo de retención. En el eje Y se ubican los valores de L/D=3 y L/D=4, teniendo en común los valores de *L* en X; y también los valores de los diámetros en pg., para generar las curvas de *Diámetro vs. L_{ss}*. En la gráfica se muestra también la recta de pendiente cero del diámetro mínimo requerido por el recipiente.

Con base en la gráfica, se observa que dos puntos están dentro de la condición de relaciones de esbeltez (entre las rectas), y que además cumplen con ser mayores al diámetro mínimo requerido de la vasija (por encima de la línea recta de pendiente cero). Para un tiempo de retención de 3 minutos, el diámetro que cumple es el de 36 pg de diámetro interno (requiere una longitud de 11.16 pies). Al entrar en catálogos, el separador disponible es el de 36 pg. de diámetro interno por 15 pies de alto.

Si se elige un tiempo de retención de 2 minutos para manejar la producción, el diámetro que se necesitaría es el mismo, es decir, de 36 pulgadas. Aunque en este caso la altura del separador que se requiere es menor (9.55 pies), se elige la misma longitud (altura) de 15 pies, pues aunque está disponible la de 10 pies, no se recomienda su elección, ya que el equipo operaría en condiciones límite, en la que la separación no pudiese ser la deseada.



Diseño de un separador trifásico horizontal que opera a un nivel de líquido al 50% de su capacidad.

Determinar las dimensiones que requiere un separador trifásico horizontal para manejar las condiciones de producción que se muestran a continuación.

Información para el diseño.

Gasto de aceite, q_o	7,500	<i>bls/día</i>
Gasto de agua, q_w	2,200	<i>bls/día</i>
RGA	400	<i>pies³@c.e/bl</i>
Presión de operación	550	<i>lb/pg²</i>
Temperatura de operación	75	<i>°F</i>
Densidad relativa del aceite	0.89	<i>Adimensional</i>
Densidad relativa del agua	1.04	<i>Adimensional</i>
Densidad relativa del gas	0.65	<i>Adimensional</i>
Tiempo de retención aceite	15	<i>minutos</i>
Tiempo de retención agua	10	<i>minutos</i>
Viscosidad del aceite	20	<i>cp</i>
Tamaño de gota de líquido	100	<i>micras</i>
Tamaño de gota de agua	500	<i>micras</i>
Tamaño de gota de aceite	200	<i>micras</i>

Solución:

De igual manera que para los separadores anteriores, se tienen que calcular los parámetros C_D y el factor z , la viscosidad del gas, densidades del gas y líquido, los cuales se requerirán para cálculos posteriores.

Para el factor Z :

$$P_{pc} = 667 + (15 * 0.65) - (37.5 * 0.65^2) = 660.91$$

$$T_{pc} = 168 + (325 * 0.65) - (12.5 * 0.65^2) = 373.97$$

Y

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{550}{660.91} = 0.83$$

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} = \frac{75 + 460}{373.97} = 1.43$$

De acuerdo con la Figura 2-29, $Z = 0.89$.

De la Figura 2-30 se obtiene la viscosidad del gas, la cual es:

$$\mu_g = 0.012 \text{ cp}$$

Calculando la densidad del líquido. Para éste procedimiento, por practicidad, se utiliza la densidad relativa del aceite.

$$\rho_l = \gamma_o * \rho_w = (0.89)(62.4 \text{ lb}_m/\text{pies}^3) = 55.5360 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

Recurriendo a la Ecuación 2-25 se obtiene la densidad del gas:

$$\rho_g = 2.7 \frac{0.65 * 550}{(75 + 460) * 0.89} = 2.0272 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

Realizando el procedimiento iterativo para hallar C_D , se obtuvo lo siguiente:

$$V_1 = 0.0204 \left[\left(\frac{55.5360 - 2.0272}{2.0272} \right) * 100 \right]^{1/2} = 1.0481$$

$$N_{Re1} = 0.0049 * \left(\frac{2.0272 * 100 * 1.0481}{0.012} \right) = 86.7572$$

$$C_{D1} = \left(\frac{24}{86.7572} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{86.7572}} \right) + 0.34 = 0.9387$$

$$V_{t1} = 0.0119 * \left[\left(\frac{55.5360 - 2.0272}{2.0272} \right) * \frac{100}{0.9387} \right]^{1/2} = 0.6310$$

El resultado de las iteraciones es el siguiente:

Iteración	N_{Re}	C_D	V_t (pie/seg)
2	52.2342	1.2146	0.5548
3	45.9212	1.3053	0.5351
4	44.2956	1.3326	0.5296
5	43.8407	1.3405	0.5280
6	43.7104	1.3428	0.5276
7	43.6729	1.3435	0.5275
8	43.6620	1.3437	0.5274
9	43.6589	1.3437	0.5274

Por lo tanto $C_D = 1.3437$.

De acuerdo con el paso 1 del método, con la Ecuación 2-40 se obtiene la diferencia de densidades relativas entre ambos líquidos:

$$\Delta\gamma = \gamma_w - \gamma_o = 1.04 - 0.89 = \mathbf{0.15}$$

El siguiente punto es obtener, con la Ecuación 2-39, el espesor máximo de la capa de aceite en la vasija. En este caso, el tamaño de partícula corresponde a la del agua, que es de 500 micras:

$$h_{o\text{ máx}} = \frac{0.00128 * tr_o * \Delta\gamma * d_m^2}{\mu_o} = \frac{0.00128 * 15 * 0.15 * 500^2}{20} = \mathbf{36\text{ pg}}$$

Empleando la Ecuación 2-41 se obtiene A_w/A (paso 3), tal que:

$$\frac{A_w}{A} = 0.5 * \frac{q_w * tr_w}{(tr_o * q_o) + (tr_w * q_w)} = 0.5 * \frac{2,200 * 10}{(15 * 7,500) + (10 * 2,200)} = \mathbf{0.082}$$

Lo siguiente es obtener β , entrando con el valor obtenido de A_w/A a la Figura 2-34. El valor de $\beta = \mathbf{0.37}$.

El paso 5 nos pide calcular, con la Ecuación 2-42, el diámetro interno máximo que podrá tener nuestro separador. Sustituyendo los datos obtenidos previamente se obtiene lo siguiente:

$$d_{max} = \frac{h_{o\text{ max}}}{\beta} = \frac{36}{0.37} = \mathbf{97.30\text{ pg}}$$

Haciendo uso nuevamente de la Ecuación 2-21 (restricción por gas), se determinan las longitudes efectivas correspondientes a cada diámetro disponible (paso 6). Para esto primero calculamos el gasto actual de gas, como sigue:

$$q_g = RGA * q_o = (400 * 7,500) = 3,000,000 \frac{\text{pie}^3 @ c. e.}{bl} = \mathbf{3 \frac{MM\text{pie}^3 @ c. e.}{bl}}$$

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} =$$

$$d * L_{eff} = 420 * \left(\frac{(75 + 460) * 0.89 * 3}{550} \right) * \left[\left(\frac{2.0272}{5.5360 - 2.0272} \right) * \frac{1.3437}{100} \right]^{1/2}$$

$$\mathbf{d * L_{eff} = 24.6115}$$

Despejando la longitud efectiva (por gas) para un diámetro de 16 pulgadas se tiene, por ejemplo:

$$L_{eff\ gas} = \frac{24.6115}{16} = 1.54\ pies$$

Los resultados para los diámetros restantes se muestran en la tabla siguiente:

Diámetro comercial (pg)	L_{eff} por gas (pies)
16	1.54
20	1.23
24	1.03
30	0.82
36	0.68
42	0.59
48	0.51
54	0.46
60	0.41
72	0.34
84	0.29
90	0.27
96	0.26

Ahora, con la Ecuación 2-38 se obtiene la restricción por tiempo de retención de líquido sustituyendo los datos correspondientes (paso 7). De igual forma, se despeja la longitud efectiva para cada diámetro disponible.

$$d^2 * L_{eff} = 1.42 * [(q_w * tr_w) + (q_o * tr_o)] = 1.42 * [(2,200 * 10) + (7,500 * 15)]$$

$$d^2 * L_{eff} = 190,990$$

Para un diámetro de 16 pulgadas se tiene:

$$L_{eff} = \frac{190,990}{16^2} = 746.05\ pies$$

Los demás resultados se integran a la tabla

Al observar y comparar las restricciones para un mismo diámetro, se concluye que quien gobierna en el diseño del separador es el líquido. Por lo tanto las longitudes costura a costura se calculan con la Ecuación 2-24. Como ejemplo se muestra el diámetro de 16 pg.

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} = \frac{4}{3} * 746.05 = \mathbf{994.74 \text{ pies}}$$

Para finalizar la parte de los cálculos, se obtienen las relaciones de esbeltez de acuerdo con el paso nueve (Ecuación 2-31). Los resultados se agregan a la última columna de la tabla.

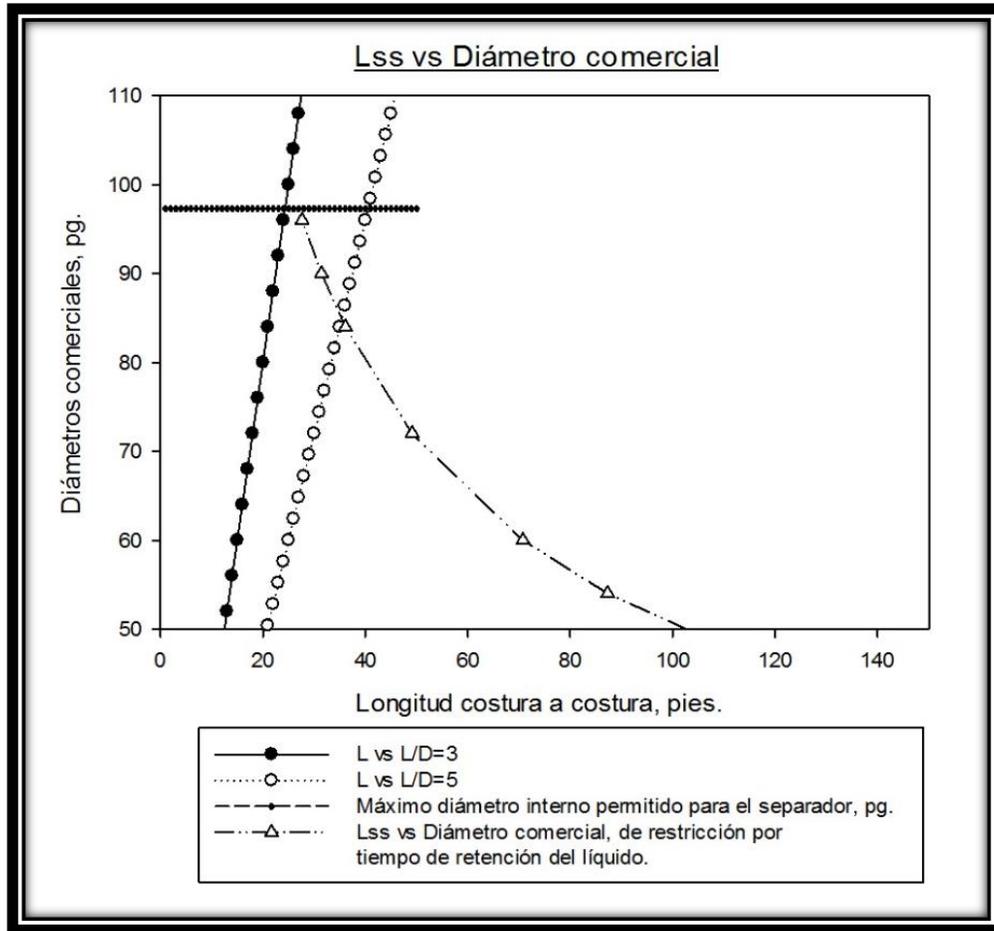
$$RE = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \frac{994.74}{16} = 746.05$$

En esta tabla se muestran los resultados en conjunto.

Diámetro comercial (pg)	L_{eff} por gas (pies)	L_{eff} por líquido (pies)	L_{ss} (pies)	Relación de esbeltez
16	1.54	746.05	994.74	746.05
20	1.23	477.48	636.63	381.98
24	1.03	331.58	442.11	221.05
30	0.82	212.21	282.95	113.18
36	0.68	147.37	196.49	65.50
42	0.59	108.27	144.36	41.25
48	0.51	82.89	110.53	27.63
54	0.46	65.50	87.33	19.41
60	0.41	53.05	70.74	14.15
72	0.34	36.84	49.12	8.19
84	0.29	27.07	36.09	5.16
90	0.27	23.58	31.44	4.19
96	0.26	20.72	27.63	3.45

La gráfica que se tiene que construir involucra los mismos parámetros que las metodologías anteriores: para este caso, se trata de una recta para la relación de esbeltez igual a 5 en lugar de la de 4; se grafica L_{ss} vs *Diámetro*, y finalmente se incluye la recta de pendiente cero correspondiente al diámetro interno máximo permitido del separador.

Al observar la gráfica, se aprecia que dentro del área delimitada por las rectas de las relaciones de esbeltez ($L/D=3$ – $L/D=5$), así como por la del diámetro máximo permitido (97.3 pg), existen dos puntos correspondientes a los diámetros de 90 y 96 pulgadas. Estos diámetros pueden ser elegidos como posibles soluciones para manejar los gastos de producción a las condiciones dadas.



Sabiendo que el diseño está gobernado por la restricción por capacidad del tiempo de retención del líquido, la longitud efectiva del equipo debe ser:

- Para un diámetro de 90 pg. Se recomienda una L_{eff} = de 25 pies, pues si se utilizara una de 24 pies, las condiciones de operación estarían en el límite.
- Para un diámetro de 96 pg. Se recomienda utilizar un equipo de L_{eff} = 22 pies, tanto para cuidar que no esté en condiciones límite o, por otro lado, sobredimensionado.

Diseño de un separador trifásico horizontal que opera a un nivel de líquido diferente de 50% de su capacidad (Ejercicio 1).

Se requiere conocer los tiempos de retención del agua y el aceite dentro de un separador trifásico horizontal. La condición que se tiene es que el equipo debe operar al máximo nivel de líquido, involucrando iguales alturas (espesores) para agua y aceite. Con base en la información proporcionada, determinar los tiempos de retención.

Datos.

Gasto de aceite, q_o	4,000	<i>bls/día</i>
Gasto de agua, q_w	1,800	<i>bls/día</i>
Gasto de gas, q_g	3	<i>MMpie³@c.e/día</i>
Presión de operación	585	<i>lb/pg²</i>
Temperatura de operación	65	<i>°F</i>
Densidad del aceite	50	<i>lb_m/pie³</i>
Densidad del agua	66.8	<i>lb_m/pie³</i>
Densidad relativa del gas	0.60	<i>Adimensional</i>
Diámetro del separador	54	<i>pg</i>
Longitud efectiva del separador	20	<i>pies</i>
Viscosidad del aceite	10	<i>cp</i>
Viscosidad del agua	1.04	<i>cp</i>
Viscosidad del gas	0.0125	<i>cp</i>
Tamaño de gota de líquido	100	<i>micras</i>
Factor de compresibilidad z	0.9	<i>Adimensional</i>
C_D	1.4615	<i>Adimensional</i>

Solución:

Primero se obtiene la diferencia de densidades relativas, como lo indica la Ecuación 2-40:

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} = \frac{50}{62.4} = 0.8013$$

$$\gamma_w = \frac{\rho_w \text{ producida}}{\rho_w} = \frac{66.8}{62.4} = 1.0705$$

Por lo tanto:

$$\Delta\gamma = 1.0705 - 0.8013 = \mathbf{0.2692}$$

El segundo paso es, empleando las Ecuaciones 2-44 y 2-45, establecer la relación de la altura de cada fase con su tiempo de retención. Sustituyendo los datos se tiene lo siguiente:

$$h_o \text{ máx} = 320 * \frac{tr_o * \Delta\gamma}{\mu_o} \rightarrow h_o \text{ máx} = 320 * \frac{tr_o * 0.2692}{10}$$

Por lo tanto:

$$h_o \text{ máx} = 8.6154 * tr_o$$

Para el agua se tiene:

$$h_w \text{ máx} = 51.2 * \frac{tr_w * \Delta\gamma}{\mu_w} \rightarrow h_w \text{ máx} = 51.2 * \frac{tr_w * 0.2692}{1.04}$$

$$h_w \text{ máx} = 13.2544 * tr_w$$

Con las ecuaciones generadas, se comienzan a establecer valores de tiempos de retención, tanto para el agua como para el aceite, recordando que se deben tener las mismas alturas para ambas fases. Se genera una tabla para mostrar los resultados de la sustitución de distintos tiempos en las ecuaciones.

tr _o (min)	h _o (pg)	tr _w (min)	h _w (pg)
1	8.6154	1	13.2544
1.25	10.7692	1.25	16.5680
1.5	12.9231	1.5	19.8817
1.75	15.0769	1.75	23.1953
2	17.2308	1.76	23.3278
2.25	19.3846	1.77	23.4604
2.5	21.5385	1.78	23.5929
2.75	23.6923	1.79	23.7254
2.76	23.7785	1.8	23.8580
2.77	23.8646	1.81	23.9905
2.78	23.9508		
2.785	23.9938		

Al sustituir 2.75 minutos en la ecuación de la altura de aceite, resulta un espesor de 23.6923 pg, mientras que con un tiempo de 1.75 minutos para el agua, se obtiene un espesor de 23.1953 pg. En primera instancia, son muy cercanos. Continuando con la asignación de valores en las ecuaciones, se hace una mejor aproximación de las alturas, obteniéndose lo siguiente:

tr _o (min)	h _o (pg)	tr _w (min)	h _w (pg)
2.785	23.9938	1.81	23.9905

Ya se tienen las alturas iguales de ambas fases, pero es necesario verificar si se está cumpliendo el requerimiento de que el equipo opere a la máxima capacidad de líquido. Para esto, primero se obtiene β_l : Despejando β de la Ecuación 2-42 y modificándola de tal manera que se involucre a las dos alturas se tiene:

$$\beta_l = \frac{h_{o\text{ máx}} + h_{w\text{ máx}}}{d_{sep}} = \frac{23.9938 + 23.9905}{54} = \mathbf{0.89}$$

Con este valor se entra a la Figura 2-35, donde se obtiene $\alpha_l = \mathbf{0.94}$.

Al contar con estos parámetros, se calcula el segmento de diámetro del separador que se necesita para separar la fase gaseosa, esto empleando la ecuación de restricción por capacidad de gas (Ecuación 2-32).

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} \right) \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2};$$

Calculando la densidad del gas se tiene:

$$\rho_g = 2.7 \frac{\gamma_g * P}{T * z} = 2.7 * \frac{(0.60 * 585)}{(65 + 460) * 0.90} = 2.0057 \text{ lb}_m/\text{pie}^3$$

Sustituyendo datos se tiene:

$$d * L_{eff} = 420 \left(\frac{1 - 0.89}{1 - 0.94} \right) \left(\frac{(65 + 460) * 0.9 * 3}{585} \right) \left[\left(\frac{2.0057}{50 - 2.0057} \right) \frac{1.4615}{100} \right]^{1/2};$$

$$d * L_{eff} = 46.6974$$

Por lo tanto, el diámetro requerido por el gas es de:

$$d = \frac{46.6974}{20} = \mathbf{2.3349 \text{ pg}}$$

El resultado anterior corresponde al segmento de diámetro que es necesario para separar el gas de la fase líquida, el cual es mínimo. Ahora se calcula el diámetro disponible para el gas con base en el valor de β_l obtenido, como sigue:

$$d_{para\ gas} = d_{sep} * (1 - \beta_l)$$

Sustituyendo valores se obtiene:

$$d_{para\ gas} = 54 * (1 - 0.89) = \mathbf{5.94\ pg}$$

Al observar estos dos resultados, se concluye que con el nivel de líquido actual hay espacio adicional para la separación del gas (5.94 pg. > 2.3349 pg.), por lo que se tiene que encontrar un nivel de líquido (un nuevo β_l) con el que se aproveche ese diámetro adicional disponible, de tal manera que se cumpla el requerimiento inicial.

Se propone una nueva, β_l , mayor que la que se tiene actualmente:

Para una $\beta_l = 0.92$, de la Figura 2-35 se obtiene que $\alpha_l = 0.96$. Con los nuevos valores, se determinan ambos diámetros:

$$\frac{(1 - \beta)}{(1 - \alpha)} = \frac{1 - 0.92}{1 - 0.96} = 2$$

Sustituyendo en la restricción por gas:

$$d * L_{eff} = 420 * 2 * 2.4231 * (0.0418 * 0.0146)^{0.5}$$

$$d = \frac{50.282}{20}$$

$$d = \mathbf{2.52\ pg} \rightarrow \textit{es el diámetro que requiere el gas para separarse}$$

Y por otro lado:

$$d_{para\ gas} = 54 * (1 - 0.92) = \mathbf{4.32\ pg}$$

Comparando los diámetros obtenidos, se observa que aún el diámetro que está destinado para la separación del gas es mayor al requerido (4.32. > 2.52 pg.). Por lo tanto, se propone un nivel mayor de líquido:

Con $\beta_l = 0.94$, de la Figura 2-35 se obtiene que $\alpha_l = 0.977$:

Entonces, calculando los diámetros se tiene:

$$\frac{(1 - \beta)}{(1 - \alpha)} = \frac{1 - 0.94}{1 - 0.977} = 2.6087$$

$$d * L_{eff} = 420 * 2.6087 * 2.4231 * (0.0418 * 0.0146)^{0.5}$$

$$d = \frac{65.585}{20} = 3.28 \text{ pg}$$

$$d_{para\ gas} = 54 * (1 - 0.94) = 3.24 \text{ pg}$$

Se observa que los diámetros son prácticamente los mismos. Al tener que el diámetro disponible para gas (3.24 pg) es aproximadamente el mismo que se obtiene por restricción de capacidad de gas (3.28 pg), se garantiza que no hay “espacio” desperdiciado para su separación (el espacio que sobraba ahora es utilizado para el líquido). Por tanto, con una altura fraccional de líquido de 0.94, el equipo opera a su máxima capacidad de líquido.

Sabiendo el nivel de líquido máximo en el separador, ahora se determinan las alturas, que deben ser iguales, tanto para agua como para aceite. Esto se obtiene dividiendo la altura de líquido entre dos:

$$h_o = h_w = \frac{d * \beta_l}{2} = \frac{54 * 0.94}{2} = 25.38 \text{ pg}$$

Finalmente, resta obtener el tiempo de retención para cada fase sabiendo la altura máxima de líquido (iguales espesores de agua y aceite). Para ello, se continúa con la tabla que se propuso al inicio, sustituyendo valores de tiempo en las ecuaciones para las alturas:

tr _o (min)	h _o (pg)	tr _w (min)	h _w (pg)
2.5	21.5385	1.5	19.8817
2.75	23.6923	1.75	23.1953
2.9	24.9846	1.8	23.8580
2.91	25.0708	1.9	25.1834
2.92	25.1569	1.91	25.3160
2.93	25.2431	1.915	25.3822
2.94	25.3292	1.92	25.4485
2.946	25.3809		
2.95	25.4154		

Para el problema planteado se tiene que, para las condiciones de operación y características del separador, el aceite necesita de 2.946 minutos dentro del equipo, mientras que el agua necesita 1.915 minutos, para garantizar que el equipo está a su máxima capacidad de líquido y con iguales niveles de crudo y agua.

Diseño de un separador trifásico horizontal que opera a un nivel de líquido diferente de 50% de su capacidad (Ejercicio 2).

Determinar el rango de gastos, tanto de agua como de aceite, que puede manejar el separador trifásico horizontal, tomando en consideración que el equipo debe estar operando al menos al 50% de su capacidad. El nivel máximo de líquido dentro del equipo debe ser del 75 %. La información es la siguiente:

Información para el diseño.

Diámetro interno	54	<i>pg</i>
Longitud Efectiva	20	<i>pies</i>
Tiempo de retención aceite	10	<i>minutos</i>
Tiempo de retención agua	8	<i>min</i>
Temperatura de operación	80	<i>°F</i>
Presión de operación	350	<i>lb/pg²</i>

Solución:

Sabiendo que el separador debe estar operando al menos al 50% de su capacidad, los gastos mínimos se presentan cuando se tiene un nivel medio de líquido en el interior, es decir, $\beta_l = 0.5$, lo cual implica que $\alpha_l = 0.5$.

Para resolver el problema, se puede suponer que los espesores de líquido son iguales:

$$\beta_o = \beta_w = \frac{\beta_l}{2} = 0.25$$

La manera de relacionar los gastos, los tiempos de retención y los niveles dentro del separador, se logra con la Ecuación 2-46.

Entonces, para hallar α_w , se entra a la Figura 2-35 con $\beta_w = 0.25$:

$$\alpha_w = 0.20$$

Sustituyendo datos en la Ecuación 2-46:

$$\alpha_w = \frac{\alpha_l * q_w * tr_w}{(q_o * tr_o) + (q_w * tr_w)} ; 0.20 = \frac{0.5 * q_w * 8}{(q_o * 10) + (q_w * 8)} ;$$

Simplificando y reacomodando:

$$0.20 = \frac{4 * q_w}{(10 * q_o) + (8 * q_w)} ; (2 * q_o) + (1.6 * q_w) = 4 * q_w;$$

$$2 * q_o = 2.4 * q_w \rightarrow q_o = 1.2 * q_w$$

Esta es la relación entre ambos gastos de líquido de manera directa. Por otro lado, la Ecuación 2-43 es la segunda expresión que también relaciona las variables presentes en el problema:

$$d^2 * L_{eff} = \frac{(tr_o * q_o) + (tr_w * q_w)}{1.4\alpha}$$

Sustituyendo datos:

$$54^2 * 20 = \frac{(10 * q_o) + (8 * q_w)}{1.4(0.5)}$$

Simplificando:

$$58,320 * 0.7 = (10 * q_o) + (8 * q_w)$$

Sustituyendo $q_o = 1.2 * q_w$ en la ecuación anterior se tiene:

$$40,824 = (10 * (1.2 * q_w)) + (8 * q_w)$$

$$40,824 = (12 * q_w) + (8 * q_w)$$

$$q_w = \frac{40,824}{20} = 2,041.2 \text{ bpd}$$

Y

$$q_o = 1.2 * 2,041.2 = 2,449.44 \text{ bpd}$$

Ahora, siguiendo un procedimiento similar, se determinan los gastos máximos de agua y aceite. Se tiene entonces:

$$\beta_l = 0.75 \rightarrow \text{de gráfica} \rightarrow \alpha_l = 0.80$$

Asumiendo que se tiene el mismo espesor de aceite y agua:

$$\beta_o = \beta_w = \frac{\beta_l}{2} = \frac{0.75}{2} = 0.375$$

Por lo tanto, para $\beta_w = 0.375$ se tiene que $\alpha_w = 0.34$ (Figura 2-35)

Sustituyendo valores en la Ecuación 2-46 se tiene:

$$0.34 = \frac{0.80 * q_w * 8}{(q_o * 10) + (q_w * 8)};$$

Simplificando y reacomodando términos:

$$0.34 = \frac{6.4 * q_w}{(10 * q_o) + (8 * q_w)};$$

$$(3.4 * q_o) + (2.72 * q_w) = 6.4 * q_w;$$

Por lo que:

$$q_o = 1.08 * q_w$$

Por su parte, sustituyendo los datos en la Ecuación 2-43, se tiene:

$$54^2 * 20 = \frac{(10 * q_o) + (8 * q_w)}{1.4(0.80)};$$

$$65,318.4 = (10 * q_o) + (8 * q_w);$$

Sustituyendo la relación $q_o = 1.08 * q_w$ en la ecuación anterior se obtiene:

$$65,318.4 = (10 * (1.08 * q_w)) + (8 * q_w);$$

$$65,318.4 = 18.8 * q_w;$$

Por lo tanto:

$$q_w = \frac{65,318.4}{18.8} = 3,474.38 \text{ bpd}$$

Y:

$$q_o = 1.08 * 3,474.38 = 3,752.33 \text{ bpd}$$

Finalmente, para el separador en cuestión se obtuvo que los rangos de gastos que puede manejar son:

Agua: De 2,041.20 hasta 3,474.38 bpd

Aceite: De 2,449.44 hasta 3,752.33 bpd

Diseño de un separador trifásico vertical.

Se requieren determinar las dimensiones óptimas de un separador trifásico vertical para poder manejar la producción, de la cual la información se proporciona a continuación.

Información para el diseño.

Gasto de aceite, q_o	2,500	<i>bls/día</i>
Gasto de agua, q_w	600	<i>bls/día</i>
Gasto de gas, q_g	12	<i>MM pies³@c.e/día</i>
Presión de operación	500	<i>lb/pg²</i>
Temperatura de operación	80	<i>°F</i>
Densidad del aceite	35	<i>°API</i>
Densidad relativa del agua	1.07	<i>Adimensional</i>
Densidad relativa del gas	0.60	<i>Adimensional</i>
Tiempo de retención aceite	10	<i>minutos</i>
Tiempo de retención agua	6	<i>minutos</i>
Viscosidad del aceite	10	<i>cp</i>
Tamaño de gota de líquido	100	<i>micras</i>
Tamaño de gota de agua	500	<i>micras</i>
Tamaño de gota de aceite	200	<i>micras</i>

Solución:

Antes de proceder con la metodología general, se calculan los parámetros que se requieren para las ecuaciones.

Obtenemos el factor Z como sigue:

$$P_{pc} = 667 + (15 * 0.60) - (37.5 * 0.60^2) = 662.5$$

$$T_{pc} = 168 + (325 * 0.60) - (12.5 * 0.60^2) = 358.5$$

Entonces:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{500}{662.5} = 0.75$$

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} = \frac{80 + 460}{358.5} = 1.51$$

Por lo tanto, el valor de $Z = 0.92$, de acuerdo con la Figura 2-29.

Al entrar con los datos proporcionados a la Figura 2-30 se obtiene que la viscosidad del gas es:

$$\mu_g = 0.013 \text{ cp}$$

Por otro lado, la densidad del líquido es:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} = \frac{141.5}{131.5 + 35} = 0.8498$$

$$\rho_l = \gamma_o * \rho_w = (0.8498)(62.4 \text{ lb}_m/\text{pies}^3) = 53.0306 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

Haciendo uso de la Ecuación 2-25, se obtiene la densidad del gas:

$$\rho_g = 2.7 \frac{0.60 * 500}{(80 + 460) * 0.92} = 1.6304 \text{ lb}_m/\text{pies}^3$$

Para obtener el coeficiente de arrastre, se recurre al procedimiento iterativo ya descrito en los demás procedimientos. Se obtuvo lo siguiente:

$$V_1 = 0.0204 \left[\left(\frac{53.0306 - 1.6304}{1.6304} \right) * 100 \right]^{1/2} = 1.1454$$

$$N_{Re1} = 0.0049 * \left(\frac{1.6304 * 100 * 1.1454}{0.013} \right) = 70.3910$$

$$C_{D1} = \left(\frac{24}{70.3910} \right) + \left(\frac{3}{\sqrt{70.3910}} \right) + 0.34 = 1.0385$$

$$V_{t1} = 0.0119 * \left[\left(\frac{53.0306 - 1.6304}{1.6304} \right) * \frac{100}{1.0385} \right]^{1/2} = 0.6556$$

El resultado de las iteraciones es el siguiente:

Iteración	N _{Re}	C _D	V _t (pie/seg)
2	40.2926	1.4083	0.5630
3	34.6013	1.5436	0.5378
4	33.0494	1.5880	0.5302
5	32.5840	1.6021	0.5279
6	32.4405	1.6065	0.5271

7	32.3958	1.6079	0.5269
8	32.3819	1.6083	0.5269
9	32.3775	1.6085	0.5268
10	32.3762	1.6085	0.5268

Por lo tanto $C_D = 1.6085$.

De acuerdo con el paso 1, con la Ecuación 2-40 se obtiene la diferencia de densidades relativas entre los líquidos:

$$\Delta\gamma = \gamma_w - \gamma_o = 1.07 - 0.8498 = 0.2202$$

Ahora, empleando la Ecuación 2-34, se obtiene el diámetro mínimo para que las partículas de líquido se asienten a través de la fase gaseosa. Sustituyendo los datos resulta:

$$d^2 = 5,040 * \left(\frac{T * z * q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} =$$

$$d^2 = 5,040 * \left(\frac{(80 + 460) * 0.92 * 12}{500} \right) \left[\left(\frac{1.6304}{53.306 - 1.6304} \right) \frac{1.6085}{100} \right]^{1/2} = 1,357.39$$

$$d = 36.84 \text{ } \mu\text{g}$$

Realizando el paso 3 de la metodología, con la Ecuación 2-47 se obtiene el diámetro mínimo para que las gotas de agua se asienten a través del aceite. Sustituyendo los datos:

$$d^2 = 6,690 * \frac{q_o * \mu_o}{\Delta\gamma * d_m^2} = 6,690 * \frac{(2,500 * 10)}{(0.2202 * 500^2)} = 3,038.84$$

$$d_{\text{min gotas agua}} = 55.13 \text{ } \mu\text{g}$$

Por otro lado, el diámetro que se necesita para que las partículas de aceite asciendan por el agua es el siguiente, sabiendo que la viscosidad del agua es 1 cp:

$$d^2 = 6,690 * \frac{q_w * \mu_w}{\Delta\gamma * d_m^2} = 6,690 * \frac{(600 * 1)}{(0.2202 * 200^2)} = 455.83$$

$$d_{\text{min gotas aceite}} = 21.35 \text{ } \mu\text{g}$$

Con base en el paso número 5, el diámetro interno mínimo que debe tener la vasija es de 55.13 pulgadas. Esto se hace con la finalidad de brindar el tiempo necesario a las partículas de separarse, pues con los otros diámetros (menores), este objetivo no se lograría.

Lo siguiente es conocer qué nivel de líquido va a soportar la vasija, es decir, la suma de las alturas tanto de la capa de aceite como de agua. Para esto, se utiliza la Ecuación 2-49.

Sustituyendo primero los datos conocidos, se obtiene lo siguiente:

$$h_o + h_w = \frac{(tr_o * q_o) + (tr_w * q_w)}{0.12 * d^2} = \frac{(10 * 2,500) + (6 * 600)}{0.12 * d^2} = \frac{28,600}{0.12 * d^2}$$

$$h_o + h_w = \frac{238,333}{d^2}$$

Con esta relación, ahora se procede a calcular la suma de las alturas, sustituyendo los diámetros comerciales en pulgadas. Como ejemplo, para un diámetro interior de 16 pg, $h_o + h_w$ es:

$$h_o + h_w = \frac{238,333}{d^2} = \frac{238,333}{16^2} = 931.0 \text{ pg}$$

Generando la tabla con los resultados, se tiene:

Diámetro comercial (pg)	$h_o + h_w$ (pg)
16	931.0
20	595.8
24	413.8
30	264.8
36	183.9
42	135.1
48	103.4
54	81.7
60	66.2

De acuerdo con el paso 7, obtenemos la longitud costura a costura, empleando las Ecuaciones 2-50 y 2-51. Como ejemplo se muestra el cálculo para un diámetro de 24 pg y otro para 42 pg.

$$\text{Para 24 pg} \rightarrow L_{ss} = \frac{(413.8) + 76}{12} = 40.81 \text{ pies}$$

$$\text{Para 42 pg} \rightarrow L_{ss} = \frac{(135.1) + 42 + 40}{12} = 18.09 \text{ pies}$$

Realizando la tabla con los resultados:

Diámetro comercial (pg)	$h_o + h_w$ (pg)	Lss (pies)
16	931.0	83.92
20	595.8	55.99
24	413.8	40.81
30	264.8	28.40
36	183.9	21.66
42	135.1	18.09
48	103.4	15.95
54	81.7	14.64
60	66.2	13.85

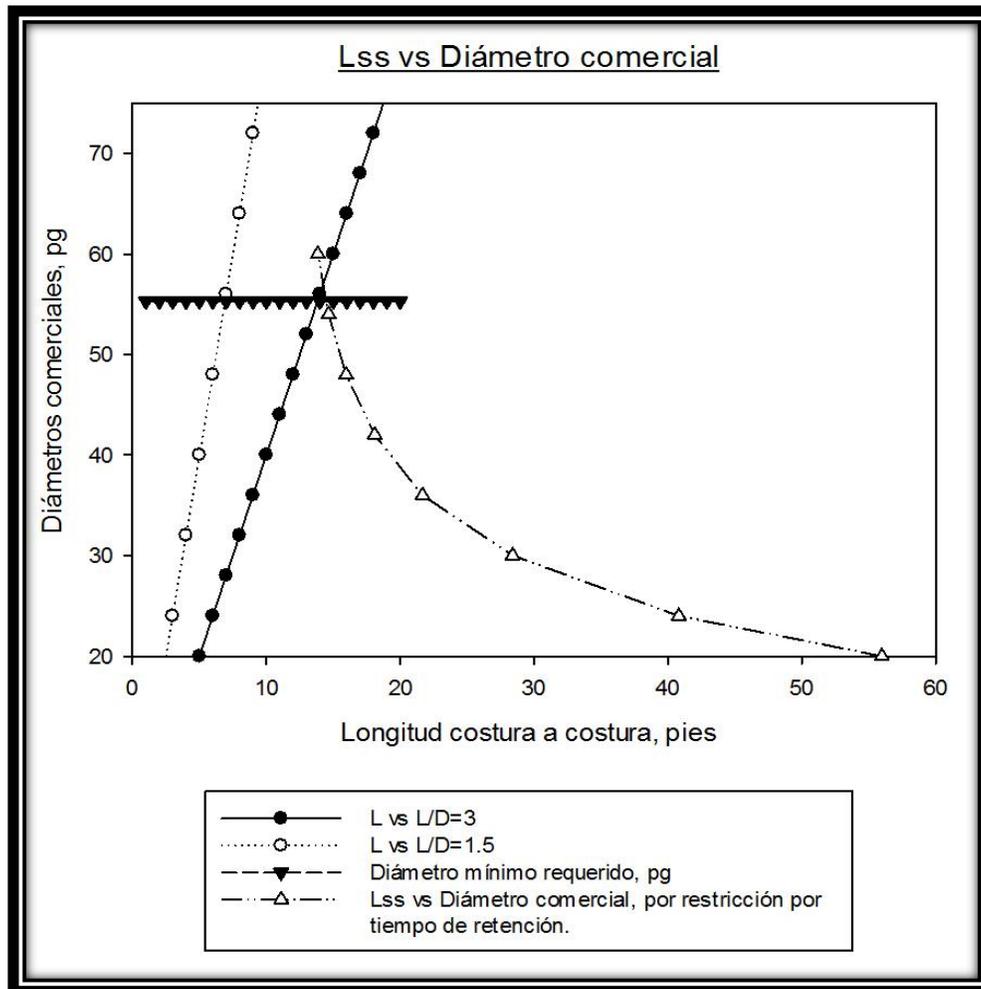
Se realiza el cálculo de la relación de esbeltez, con ayuda de la Ecuación 2-31. Sustituyendo datos para un diámetro de 20 pulgadas se tiene:

$$\text{Relación de esbeltez} = 12 * \frac{L_{ss}}{d} = 12 * \frac{55.99}{20} = 33.59$$

La tabla de resultados final se muestra a continuación:

Diámetro comercial (pg)	$h_o + h_w$ (pg)	Lss (pies)	Relación de Esbeltez
16	931.0	83.92	62.94
20	595.8	55.99	33.59
24	413.8	40.81	20.41
30	264.8	28.40	11.36
36	183.9	21.66	7.22
42	135.1	18.09	5.17
48	103.4	15.95	3.99
54	81.7	14.64	3.25
60	66.2	13.85	2.77

De acuerdo con el paso número 9, se debe realizar una gráfica, involucrando los parámetros que se han manejado en los ejercicios anteriores, es decir, L_{SS} vs Diámetro comercial, las rectas que representan los límites de la relación de esbeltez y finalmente la recta que indica el diámetro mínimo requerido de 55.13 pg. El resultado se muestra a continuación:



Con base en la gráfica, entre las rectas de relación de esbeltez (1.5 – 3), existe un punto únicamente y que es la solución al problema: se requiere un separador de 60 pulgadas de diámetro interno, con una longitud de 13.85 pies de longitud (altura). Con ayuda de catálogos comerciales, la elección que se hace es de un separador vertical trifásico de 60 pg. de diámetro interno por 15 pies de altura.