

14



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA

COMPARACION DE PROCEDIMIENTOS CONVENCIONALES
Y NO CONVENCIONALES DE DIMENSIONAMIENTO DE
SEPARADORES CRUDO-GAS.

297238

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

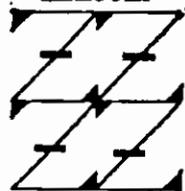
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

ENRIQUE GONZALEZ HERNANDEZ

UNAM
FES
ZARAGOZA

ASESORES: UNAM: I.Q.P. SALVADOR J .GALLEGOS RAMALES
IMP: I.Q. HELADIO GOMEZ MURAT



LO HUMANO EJE
DE NUESTRA REFLEXIÓN

MEXICO, D. F.

2001



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/513/01

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: GONZALEZ HERNANDEZ ENRIQUE
P r e s e n t e .

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

| | |
|--------------------|---|
| Presidente: | I.Q. René De la Mora Medina |
| Vocal: | I.Q. P. Salvador J. Gallegos Rames |
| Secretario: | I.Q. Gonzalo Rafael Coello García |
| Suplente: | I.Q. Balbina Patricia García Aguilar |
| Suplente: | I.Q. Bernardo Carreón Calderón |

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

e n t a m e n t e

“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”

México, D. F., 23 de Mayo del 2001.

EL JEFE DE LA CARRERA

I.Q. ARTURO E. MENDEZ GUTIERREZ

Dedicatoria:

*A mis Padres Lilia y Heriberto
A mis Hermanos Paulina y Adrián
A mis Abuelos
A Dulce Miriam*

*Este trabajo es gracias a ustedes, porque sin su apoyo,
educación, cariño, inspiración y valores esto no
hubiera sido posible.*

*El éxito es pasajero a final de cuentas lo único que le
queda a uno es el carácter.-*

Agradecimientos:

Mi Principal agradecimiento es a Dios, por permitirme la dicha de vivir este momento.

A toda mi familia porque siempre me han dado su apoyo y porque no hay nada más preciado que una familia unida.

Los quiero a todos

Un especial agradecimiento a mi hermano Adrián, por todo el apoyo y ejemplo que me has dado.

A todos mis amigos, una amistad sincera no tiene precio.

A mi profesor y Amigo Toño Avalos, ya que sin tu ayuda no hubiera sido posible.

A todos los Toy Story, por todos esos momentos que compartimos.

A mi Asesor Ing. Salvador Gallegos, por su dirección y consejos.

A los maestros que contribuyeron directamente en la realización de este trabajo, por sus críticas y sugerencias.

Al Ing. Heladio Gómez, por todo su apoyo.

A la UNAM por darme la oportunidad de ser un Ingeniero.

Al departamento de Sistemas del IMP.

Finalmente me gustaría dar un especial agradecimiento al Instituto Mexicano del Petróleo por apoyar la realización de este trabajo.

TESIS URGENTES
"DON POLO"
ESCRITORIO PÚBLICO



CAMPUS ARAGON
COMPUTADORA LASER
FOLLETOS•REVISTAS•LIBROS
Y ENCUADERNACION



HACIENDA DE TOMACOCO No. 14 COL.IMPULSORA

INDICE

1. Antecedentes

- 1.1 Características de los Fluidos a Separar
- 1.2 Impurezas y Materiales Extraños
- 1.3 Flujo de fluidos en dos fases

2. Generalidades de la Separación Crudo-Gas

- 2.1 Funciones Primarias de los Separadores Crudo-Gas
 - 2.1.1 Remoción de crudo del gas
 - 2.1.2 Remoción de gas del crudo
 - 2.1.3 Separación de agua del crudo
- 2.2 Funciones Secundarias de los Separadores Crudo-Gas
 - 2.2.1. Mantenimiento de la presión óptima en el separador
 - 2.2.2 Mantenimiento del nivel de líquido en el separador
- 2.3 Métodos Utilizados para la Remoción de Crudo del Gas en Separadores
 - 2.3.1 Diferencia de densidades (separación por gravedad)
 - 2.3.2 Choque
 - 2.3.3 Cambio de dirección del flujo
 - 2.3.4 Cambio de velocidad del flujo
 - 2.3.5 Fuerza centrífuga
 - 2.3.6 Coalescencia
 - 2.3.7 Filtrado
- 2.4 Métodos Utilizados para Remover Gas a partir del Crudo en Separadores
 - 2.4.1 Acumulación
 - 2.4.2 Agitación
 - 2.4.3 Separación con baffles
 - 2.4.4 Calentamiento
 - 2.4.5 Inyección de químicos
 - 2.4.6 Fuerza centrífuga
- 2.5 Clasificación de los Separadores Crudo-Gas
 - 2.5.1 Clasificación por configuración

- 2.5.2 Clasificación por fases
- 2.5.3 Clasificación por presión de operación
- 2.5.4 Clasificación por aplicación
- 2.5.5 Clasificación por principio de uso para la separación primaria
- 2.6 Separadores Crudo-Gas y Lavadores de Gas Centrifugos
 - 2.6.1 Separadores crudo-gas centrifugos
 - 2.6.2 Separador de vórtice divergente
 - 2.6.3 Lavadores de gas centrifugos
- 2.7 Ventajas y Desventajas de los Separadores Crudo-Gas Convencionales
- 2.8 Selección y Aplicaciones de los Separadores Crudo-Gas y Lavadores de Gas
 - 2.8.1 Aplicaciones de los separadores crudo-gas verticales
 - 2.8.2 Aplicaciones de los separadores crudo-gas horizontales
 - 2.8.3 Aplicaciones de los separadores crudo-gas esféricos
 - 2.8.4 Aplicaciones de los lavadores de gas (scrubbers)
- 2.9 Problemas Especiales en los Separadores Crudo-Gas
 - 2.9.1 Formación de espuma en el crudo
 - 2.9.2 Parafina
 - 2.9.3 Arena, sales, lodo, sedimentos, etc.
 - 2.9.4 Corrosión

3. Conceptos Teóricos Fundamentales para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas

- 3.1 Aspectos Termodinámicos Importantes para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas
 - 3.1.1 Cálculo de propiedades
 - 3.1.2 Cálculo de equilibrio termodinámico
- 3.2 Consideraciones Económicas de las Etapas de Separación

4. Teoría y Reglas Heurísticas Fundamentales para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas Convencionales

- 4.1 Fundamentos de la Separación de Mezclas Líquido-Gas
 - 4.1.1 Mecanismos de separación

- 4.1.2 Principales factores que afectan la eficiencia de separación de gas y líquido
- 4.2 Aspectos Importantes para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas
 - 4.2.1 Teoría de acumulación
 - 4.2.2 Teoría del tiempo de residencia.
 - 4.2.3 Niveles de fase y trayectoria de acumulación crítica.
- 4.3 Fundamento Teórico de los Métodos de Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas Convencionales
 - 4.3.1 Fundamento teórico para la estimación del dimensionamiento y capacidades de los separadores crudo-gas propuesto por Bradley
 - 4.3.2 Fundamento teórico para el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Arnold & Stewart
 - 4.3.3 Fundamento teórico para el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svrcek & Monnery
 - 4.3.4 Fundamento teórico para el dimensionamiento de separadores crudo-gas propuesto por Grodal & Realf
- 4.4 Consideraciones Prácticas de Tamaño en los Separadores Crudo-Gas

5. Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas Verticales

- 5.1 Ejemplo de Dimensionamiento de un Separador Vertical
- 5.2 Principales Procedimientos de Dimensionamiento de Separadores Verticales Crudo-Gas
 - 5.2.1 Procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Arnold & Stewart
 - 5.2.2 Procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Bradley
 - 5.2.3 Procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Svrcek & Monnery

6. Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas Horizontales

- 6.1 Principales Procedimientos de Dimensionamiento de Separadores Horizontales Crudo-Gas
 - 6.1.1 Procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales propuesto por Arnold & Stewart
 - 6.1.2 Procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales propuesto por Bradley

- 6.1.3 Procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales propuesto por Svrcek & Monnery
- 6.1.4 Procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales propuesto por Grodal & Realff
- 6.2 Ejemplo de Dimensionamiento de un Separador Horizontal
 - 6.2.1 Caso de estudio para el dimensionamiento de un separador horizontal
 - 6.2.2 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Grodal & Realff en el caso de estudio
 - 6.2.3 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Arnold & Stewart en el caso de estudio
 - 6.2.4 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Bradley en el caso de estudio
 - 6.2.5 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svrcek & Monnery en el caso de estudio

7. Separadores Crudo-Gas No Convencionales (GLCC)

- 7.1 Descripción Física del GLCC
- 7.2 Principio de Operación de los GLCC's
- 7.3 Modelos Mecánicos
 - 7.3.1 Nivel de líquido en equilibrio
 - 7.3.2 Trayectoria de la burbuja
 - 7.3.3 Principio de flujo niebla anular
- 7.4 Aplicaciones de los GLCC's
 - 7.5.1 Lazo de medición de flujo multifase
 - 7.5.2 Separación parcial
 - 7.5.3 Sistema de separación compacto
 - 7.5.4 Mejora de los separadores existentes
 - 7.5.5 Producción submarina
 - 7.5.6 Separación en campos petroleros
- Conclusiones y Recomendaciones
- Referencias y Bibliografía
- Apéndice

RESUMEN

El presente trabajo hace una descripción general de los separadores convencionales crudo-gas tanto verticales como horizontales puntualizando los fluidos que manejan, principios de operación que utilizan y factores que afectan la eficiencia de separación líquido-gas, además de revisar los principales procedimientos de dimensionamiento de separadores convencionales crudo-gas con la finalidad de comprender sus principales características y poder aplicarlos en dos ejemplos de dimensionamiento (vertical y horizontal) con el propósito de analizar las características de los mismos y hacer recomendaciones para su uso; asimismo se revisó el estado del arte de los separadores compactos o no convencionales conocidos como ciclones cilíndricos líquido-gas (GLCC) para finalmente comparar cualitativamente los diseños convencionales con los no convencionales.

INTRODUCCIÓN

El trabajo en las instalaciones superficiales donde se separa y procesa crudo comprende el uso de equipos capaces de manejar fluidos, tanto en fase líquida como gaseosa. Los fluidos producidos en los campos petroleros son mezclas complejas multicomponentes, con propiedades físicas, químicas y de transporte distintas que varían con el tiempo. Desde las condiciones de yacimiento hasta las etapas de separación primarias y secundarias, los fluidos extraídos experimentan cambios de temperatura y presión, es por esto que los componentes ligeros, que a condiciones de yacimiento se encuentran en fase líquida, cambian a fase vapor formando una capa gaseosa en las corrientes de producción.

La separación física de estas fases es una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento y tratamiento de crudo. La tecnología de separación líquido-gas utilizada generalmente en la industria del petróleo, se basa en el uso de recipientes llamados "separadores", los cuales procesan los fluidos del yacimiento que contienen crudo/agua/gas; en estos equipos se separa la mezcla líquido-vapor por medio de una expansión súbita separando el gas de los líquidos y el agua del aceite. Lo anterior denota la importancia de estos equipos, es por esto que es preciso dimensionarlos con metodologías que cada vez se aproximen más a los aplicado industrialmente en los procesos de separación y además buscar nuevas y mejores alternativas de separación que puedan mejorar su desempeño.

El desarrollo del presente trabajo se realiza en siete capítulos los cuales se simplifican a continuación:

En el capítulo uno se describen de manera general los principales usos de los separadores convencionales puntualizando los principales componentes y características de éstos, además se describen las principales propiedades y características de los fluidos a separar.

En el capítulo dos se muestran las funciones primarias y secundarias de los separadores, así como los principios utilizados en la remoción tanto de gas del crudo como de crudo del gas, asimismo se clasifica de manera general a los separadores.

Por otra parte en el capítulo tres, se presentan aspectos termodinámicos importantes que implica el diseño de un separador, así como las ecuaciones para el cálculo de propiedades necesarias para el dimensionamiento de separadores, conjuntamente algunas de las consideraciones económicas de las etapas de separación.

El capítulo cuatro expone los fundamentos de la separación de mezclas líquido-gas, aspectos importantes para el dimensionamiento de separadores y el fundamento teórico de los métodos de dimensionamiento de separadores verticales y horizontales utilizados.

El capítulo cinco contiene las tres principales metodologías de dimensionamiento de separadores crudo-gas verticales aplicadas a un ejemplo de dimensionamiento y se analizan las características de cada uno de los procedimientos.

El capítulo seis exhibe las mismas metodologías expuestas en el capítulo cinco para separadores verticales pero ahora en el contexto de separadores horizontales, además se incluye un nuevo método de dimensionamiento que utiliza de manera independiente un método de optimización dimensionamiento y se analizan las características de cada uno de los procedimientos.

Finalmente en el capítulo siete se hace una revisión del estado del arte de los separadores crudo-gas no convencionales (separadores ciclónicos cilíndricos líquido-gas, GLCC) y se compara cualitativamente los diseños convencionales y no convencionales.

1. ANTECEDENTES.

Algunas de las separaciones crudo-gas son simples y otras pueden ser muy complejas, la forma de separación más antigua es la separación manual.

La observación de las diferencias físicas de los componentes de la mezcla a separarse (color, tamaño, forma, etc.) fundamentó la base para lograr esta acción.

Todas las separaciones cuentan con algunas diferencias químicas o físicas en lo que se desea separar. El tipo y cantidad de fuerza o influencia que afecta la separación se determina a través de la medición de estas diferencias.

La aplicación de las leyes físicas y de la naturaleza son de gran ayuda. Donde las leyes físicas son inadecuadas, la experiencia es necesaria. Por ejemplo, si las condiciones del proceso de separación cambian, y se presenta algún tipo de disturbio de manera que no se lleve a cabo la separación deseada, es necesario modificar las fuerzas o influencias que ocasionan la separación con el fin de mantener una eficiencia alta.

Los campos petroleros requieren varias separaciones para remover las fluctuaciones intermitentes de crudo y gas, para la deshidratación y fraccionamiento de hidrocarburos.

La separación física de fluidos es la separación más básica y necesaria en el procesamiento crudo-gas. Un separador crudo-gas es una de las piezas fundamentales entre los equipos de producción utilizados en la industria petrolera. Los separadores crudo-gas fueron una de las primeras piezas de equipos de producción introducidas en la industria de hidrocarburos. Pero no obstante esta antigüedad, los separadores no han perdido su importancia vital y original en la separación de líquidos y gases.

El término "separador crudo-gas" en terminología petrolera se designa a un recipiente a presión utilizado para la separación de fluidos producidos por un pozo, en este caso petróleo y gas, en fase líquida y gaseosa respectivamente. Un recipiente de separación puede referirse de la siguiente forma:

1. Separador crudo-gas.
2. Separador.
3. Separador por etapa.
4. Trampa.

5. Recipiente de separación por gravedad, tambor de separación por gravedad, trampa de separación por gravedad, recipiente de separación de agua por gravedad, o recipiente de separación de líquidos por gravedad.
6. Cámara flash, recipiente flash o trampa flash.
7. Separador por expansión, recipiente por expansión.
8. Lavador de gas, tipo seco o húmedo.
9. Filtro (filtro de gas), tipo seco o húmedo.
10. Filtro/separador.

Los términos “separador crudo-gas”, “separador”, “separador por etapas” y “trampa” se refieren a separadores crudo-gas convencionales. Estos recipientes de separación se utilizan normalmente en operación en planta o plataforma de yacimientos petroleros, ya sea en batería de tanques o varios recipientes distribuidos sobre las instalaciones para separar los fluidos producidos por el pozo, en este caso crudo y gas, crudo en gas o gas en crudo. Estos deben ser capaces de manejar “fluctuaciones” o “cabezas” de los fluidos del pozo. Por lo tanto, estos recipientes se dimensionan generalmente para manejar altas velocidades de flujo instantáneo.

Un recipiente, tambor o trampa de separación por gravedad, se utiliza habitualmente para remover solo agua a partir del fluido del pozo o para remover todo el líquido (crudo y agua) a partir del gas. En el caso de un recipiente de separación por gravedad, por lo general se utiliza cerca del yacimiento, donde el petróleo líquido y gaseoso se descargan juntos, y el agua libre se separa y descarga desde el fondo del recipiente.

El recipiente de separación por gravedad de líquidos se utiliza para remover todo el líquido (crudo y agua), a partir del gas, en donde los hidrocarburos líquidos y el agua se descargan juntos desde el fondo del recipiente y el gas se descarga por el domo.

Una cámara, trampa o recipiente de separación instantánea (flash) se refiere normalmente a un separador crudo-gas convencional operado a bajas presiones, con el líquido de un separador de alta presión a evaporarse en él. Esta cámara de separación instantánea por lo regular se utiliza como segunda o tercera etapa de separación, pasando la descarga líquida de la cámara “flash” a almacenamiento.

Un recipiente de expansión (o también llamado unidad de separación fría), es un recipiente de primera etapa de separación que opera a bajas temperaturas. Este recipiente se equipa con un

serpentin de calentamiento para fundir hidratos o un líquido (glicol) que se inyecta en el fluido del pozo antes de la expansión dentro del recipiente para prevenir la hidratación.

Un lavador de gas es similar a un separador crudo-gas. Usualmente este maneja fluidos que contienen menos líquido que el producido por el crudo y el gas del pozo. Los lavadores de gas se utilizan normalmente en la recolección de gas o distribución de líneas donde éstas no requieren manejar "fluctuaciones" o "cabezas" del líquido, como es por lo general el caso en los separadores crudo-gas. El lavador de gas del tipo gas seco utiliza eliminadores de niebla y otros internos similares a los separadores crudo-gas. En el lavador de gas del tipo gas húmedo, la corriente de gas pasa a través de un baño de crudo u otro líquido que lava el polvo y otras impurezas del gas. El gas se conduce hacia un extractor de niebla donde todo el líquido se remueve y separa de él. Los lavadores de gas se refieren como recipientes que se utilizan después de pasar por otro equipo. Se utiliza un medio filtrante para remover polvo, impurezas de las tuberías, óxido, y otros materiales extraños al gas. Dichas unidades pueden remover normalmente líquidos a partir del gas.

Ya se describió la clasificación y los principales usos de los separadores, ahora se puntualizarán sus principales componentes y características:

1. Un separador crudo-gas incluye generalmente los siguientes componentes:

a) Sección primaria o de separación inicial;

Esta sección se utiliza para colectar la mayor porción del líquido en la corriente de entrada. Consta de una boquilla de entrada que es normalmente tangencial, o bien de un deflector de mampara o ciclónico, para aprovechar al máximo posible el volumen disponible del recipiente. Se usa la fuerza centrífuga o un cambio de dirección drástico para separar la mayor parte del líquido de la corriente de gas.

b) Sección de acumulación por "gravedad" o secundaria;

Esta sección se diseña normalmente para utilizar la fuerza de gravedad. Consiste de una parte del recipiente a través de la cual, el gas se mueve a una velocidad relativamente baja con muy poca turbulencia. En algunos diseños se usan aletas direccionales para reducir la turbulencia. Estas aletas sirven además como colectoras de gotas de líquido y su uso reduce la distancia que deben recorrer las gotas para caer y separarse del flujo de gas.

c) Extractor de niebla para remover pequeñas partículas líquidas del gas;

Aquí es donde se lleva a cabo la separación del gas y las pequeñas gotas de líquido que se arrastran en forma de niebla.

d) Salida de gas;

e) Salida de crudo.

2. El separador debe tener una capacidad volumétrica de líquido adecuada para manejar aumentos de flujo (tapones) del pozo o de las líneas de flujo.
3. Un diámetro, altura o longitud de recipiente adecuado para permitir que el líquido se separe del gas y el extractor de niebla no se inunde.
4. Dispositivos para el control de nivel de crudo en el separador, los cuales incluyen usualmente un controlador de nivel de líquido y una válvula de diafragma sobre la salida del crudo.
5. Una válvula de contrapresión sobre la salida del gas para mantener una presión adecuada dentro del recipiente.
6. Dispositivos de alivio de presión.

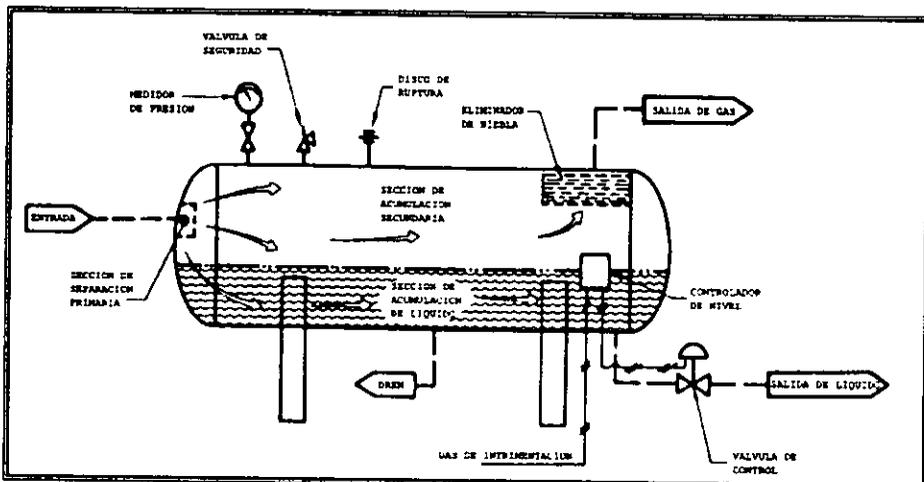


Figura 1.1 Esquema de las principales secciones y componentes de un separador de dos-fases horizontal

En la mayoría de las instalaciones de producción superficial crudo-gas, los separadores crudo-gas son los primeros recipientes por los que pasa el fluido después de que sale del pozo de producción. Sin embargo, otros equipos como calentadores, y separadores de agua por gravedad se instalan por lo general antes de entrar al separador.

1.1 Características de los Fluidos a Separar.

Algunas de las características físicas de los fluidos de los pozos manejados por separadores crudo-gas se describen a continuación:

a) Petróleo

Es una mezcla compleja de hidrocarburos en forma líquida. La gravedad API del crudo puede estar en el intervalo de 6 a 50 °API y la viscosidad de 5 hasta 90,000 cp a condiciones promedio de operación. El color varía desde el verde oscuro, amarillo, café hasta el negro, pero normalmente exhibe una fluorescencia verdosa distintiva.

Los distintos tipos de petróleo son mezclas no uniformes y altamente complejas de hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos, que contienen pequeñas cantidades de azufre y cantidades todavía más pequeñas de compuestos de nitrógeno y oxígeno. Los términos parafínico, aromático y asfáltico (o nafténico) se utilizan para nombrar los tipos predominantes de constituyentes químicos encontrados en crudos de diversas localidades.

La mayoría de los crudos contiene una diversidad de hidrocarburos, que desde el hidrocarburo gaseoso más sencillo (metano) hasta la parafina o el betún sólido más complejo. En los hidrocarburos más pesados puede existir cualquiera de los siguientes tipos:

- Parafínicos: conteniendo 4 grupos alifáticos, 1 alicíclico y 1 aromático.
- Alicíclicos: conteniendo 3 grupos alicíclicos, 2 alifáticos y 1 aromático.
- Asfálticos: conteniendo 3 grupos aromáticos, 2 alifáticos y 1 alicíclico.

Existen también muchos tipos intermedios de petróleo crudo que se diferencian por sus propiedades físicas y químicas como se muestra en la Tabla 1.1.

TABLA 1.1 Características de los crudos parafínicos y asfálticos

| Características | Parafínicos | Asfálticos |
|--|-------------|------------|
| Densidad | Baja | Alta |
| Rendimiento de la gasolina | Alto | Bajo |
| Número de octanos en la gasolina | Alto | Bajo |
| Contenido de azufre | Baja | Alto |
| Relación entre hidrógeno y carbono | Alta | Baja |
| Punto de humo de queroseno | Alto | Bajo |
| Punto de fluidez crítica del crudo-gas | Alto | Bajo |

Para determinar la calidad del crudo internacionalmente se utiliza la densidad API y se clasifica en crudos pesados y ligeros:

- Crudo extra pesado menor que 20 °API
- Crudo pesado 20 – 30 °API
- Crudo ligero 30 – 40 °API
- Crudo super ligero mayor que 40 °API

Los crudos pesados son de baja calidad en comparación con los ligeros por lo que estos últimos son más fáciles de procesar, presentan menos problemas de mantenimiento y se cotizan a un precio más alto.

De modo similar se emplean los términos amargo y dulce. Los crudos amargos contiene azufre y presentan un desagradable y a veces nauseabundo olor a ajo o a huevos podridos, el azufre que es lo que imparte el olor, existe en forma de mercaptanos o sulfuro de hidrógeno. Los crudos dulces contienen muy poco azufre y tienen olores comparativamente agradables.

b) Condensado.

Este es un hidrocarburo que puede existir en la producción, como líquido o como vapor condensable. El condensado aparece cuando el gas se extrae del pozo, y su temperatura y presión cambian lo suficiente para que parte del mismo se convierta en petróleo. Las densidades relativas de los condensados líquidos pueden estar en el intervalo de 50 a 120 °API y viscosidades de 2.0 hasta 6.0 cp a condiciones estándar. El color puede ser crema, amarillo claro o azul claro.

c) Gas natural

Es una mezcla de hidrocarburos, generalmente gaseosos presentes en forma natural en estructuras subterráneas. El gas natural consiste principalmente de metano (80%) y proporciones significativas de etano, propano y butano. El gas denominado "seco" se compone casi totalmente de metano con pequeñas cantidades de etano y otros hidrocarburos parafínicos, cuando el gas natural contiene mayor proporción de hidrocarburos más densos o líquidos se suele llamar gas "húmedo", estos hidrocarburos más densos suelen separarse para obtener gasolinas naturales o rectificadas. Siempre habrá alguna cantidad de condensado y/o aceite asociado con el gas. El término "gas natural" también se usa para designar el gas tratado que se abastece a la industria y a los usuarios comerciales y domésticos y tiene una calidad especificada.

El gas de hidrocarburos asociados con el petróleo se refiere generalmente al gas natural que se encuentra ya sea como "gas libre" o "gas en solución". La densidad relativa del gas natural puede variar de 0.55 a 0.90 y la viscosidad de 0.011 a 0.024 cp a condiciones estándar.

Gas libre: El gas libre es el hidrocarburo que existe en fase gaseosa a temperatura y presión de operación. El gas libre se vincula al gas que a una presión dada no está en solución o que está retenido mecánicamente en el hidrocarburo líquido.

Gas en solución: Es el gas que está homogéneamente distribuido dentro del crudo a una presión y temperatura dadas. Una reducción en presión y/o incremento en la temperatura puede causar que el gas salga del crudo, en donde éste asume las características del gas libre.

Vapores condensables: Estos hidrocarburos existen como vapores a ciertas presiones y temperaturas y como líquido a otras presiones y temperaturas. En la fase vapor, los vapores condensables, asumen en general las características del gas. En la fase vapor, los vapores condensables varían en su densidad relativa de 0.55 a 4.91 (el aire=1.0), y en viscosidad de 0.006 a 0.011 cp a condiciones estándar.

d) Agua

El agua producida con petróleo y gas natural puede estar en forma de vapor o líquida. El agua líquida puede estar libre o emulsificada. El agua libre tiende a separarse dejando en su

superficie el hidrocarburo líquido. El agua emulsificada se encuentra como gotas dispersas en el hidrocarburo líquido.

Se sabe que la inyección de agua se utiliza para mantener la presión y capacidad de producción de crudo en los yacimientos e incrementar el crudo recuperado.

1.2 Impurezas y Materiales Extraños.

Los fluidos producidos por el pozo pueden contener impurezas gaseosas como nitrógeno, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y otros gases que no son hidrocarburos en naturaleza u origen. Los fluidos de los pozos pueden contener impurezas líquidas o semilíquidas, como agua o parafinas.

La producción de crudo se asocia típicamente con la producción simultánea de agua. Para un pozo de producción nuevo la producción de agua es normalmente pequeña, sin embargo para un pozo que esté cerca su final, la producción de agua puede representar la mayor parte del producto.

La producción de agua es la fuente principal de afección ambiental para los productores de crudo. La producción excesiva de agua también contribuye a que muchos pozos e instalaciones sean suspendidas o abandonadas, no obstante al hecho, se continúan produciendo volúmenes significantes de crudo. Por ejemplo en Canadá, la industria de hidrocarburos produce seis metros cúbicos de agua, como promedio, por cada metro cúbico de crudo. Algunos pozos pueden ser productores económicos, con relaciones crudo/agua superiores a 1 por medio de métodos de producción convencionales, sin embargo, la producción de agua contribuye a tener altos gastos de operación y muchos pozos comúnmente se hacen caros, debido a que presentan relaciones tan bajas como 1:10, 1:20 y el manejo de agua eleva los costos.

Se conoce que la presencia de impurezas de crudo en el efluente de agua disminuye su calidad y hace que ésta se aleje de los límites especificados por las autoridades locales, que prohíben la disposición del efluente de agua sin una separación primaria y regulación de la cantidad de crudo que se descarga. Una de las consecuencias de la actividad relacionada al tema ha sido el incremento en el interés de búsqueda y desarrollo de equipos y procesos de separación crudo/agua.

Además, los fluidos del pozo pueden contener impurezas sólidas como lodos producidos por la perforación, arena, sales y sedimentos. La mayoría de los sólidos producidos se originan a partir de la roca del depósito. Así, arenisca del depósito puede presentarse en forma de arena de sílice, junto con una pequeña cantidad de arena fina y arcilla, algunos pozos pueden producir una

cantidad significativa de minerales, además, en algunas ocasiones los sólidos presentan una pequeña película de crudo.

La mayoría de los sólidos producidos tienden a acumularse dentro del recipiente separador crudo-gas primario, desde donde se remueven periódicamente y evitan la disminución del tiempo de residencia en el separador.

La acumulación de arena puede removerse por medio de un lavado con agua que minimiza los requerimientos de un pretratamiento con aditivos costosos. Además, debe minimizarse la cantidad de sólidos que puedan mezclarse con los fluidos dentro del recipiente de manera que no afecte la separación y la abrasión de las paredes y el revestimiento se minimice.

1.3 Flujo de fluidos en dos fases.

Un fluido puro, por su naturaleza y por las condiciones de presión y temperatura a las que se encuentre puede ser líquido, gas o vapor o inclusive, hallarse en ambas fases. Esto último como estado de equilibrio del fluido.

En una mezcla de fluidos, dependiendo de su naturaleza, de la afinidad entre ellos, de la cantidad de cada uno y de algunas condiciones externas como presión y temperatura, se tendrá una sola fase, es decir, existe miscibilidad entre ellos ya sea total o parcial; o más de una fase, es decir, no existe miscibilidad entre ellos. La existencia de más de una fase incluye los siguientes casos:

- Mezclas líquido-líquido
- Mezclas líquido-líquido-gas
- Mezclas líquido-gas

Mezclas líquido-gas.

Una forma general de flujo de este tipo de mezclas consiste en la estratificación de las fases, esto es, cada fase fluye separada de la otra, pero manteniéndose ambas en contacto por medio de una capa llamadas interfase, que es precisamente el límite o fin de una fase y el comienzo de la otra. Aquí la fase la fase gaseosa fluye por encima de la fase líquida. A la entrada de alguna línea o ducto con flujo a dos fases, éste es el régimen observado y a partir de él se desarrollan otros, tales como bache o anular.

Cuando dos fluidos inmiscibles fluyen juntos a través de un ducto, hay implicado un gran número de problemas de ingeniería. Estos resultan a partir de las relaciones de ciertas variables, tales como: patrones de flujo, colgamiento de líquido o "holdup", cambios de presión y variación en

los coeficientes de transferencia de calor. Estas relaciones son afectadas por la velocidad de flujo, propiedades del fluido y geometría del ducto.

Muchos de los problemas de flujo a dos fases implican la formación de vapor. Cuando un líquido saturado fluye a través de la línea, la presión decrece debido a la fricción. El correspondiente decrecimiento en la presión puede causar que una porción del líquido se vaporice, cambiando así la razón en masa de las dos fases constantemente. La separación instantánea "flasheo" se observa con mucha frecuencia en los pozos petroleros y en las líneas de transporte cuando la pérdida de presión causa que el gas "abandone" la solución y fluya simultáneamente con el aceite. El desconocimiento de las velocidades en algún punto de las fases individuales hace imposible bosquejar la distribución real de éstas. En la mayoría de los casos, la fase gas fluye a mayor velocidad que la fase líquido, acelerando continuamente al líquido, implicando, por lo tanto, una transferencia de energía. Aunque alguna de las fases puede encontrarse en flujo laminar o turbulento es el número de Reynolds, esto es, que se mayor o menor de 2000. La inyección de un gas en un líquido inicialmente en flujo laminar puede ocasionar el desarrollo del flujo turbulento.

Si no hay transferencia de calor hacia la mezcla, la razón de flujo másico permanece substancialmente constante, pero el flujo volumétrico y las velocidades progresivamente conforme el gas se expande debido a la caída de presión.

Patrones de flujo de los hidrocarburos.

La característica típica de la producción de un pozo, es un flujo turbulento formado por una mezcla de hidrocarburos gaseosos y líquidos, en constante expansión e íntimamente mezclados con agua, vapor de agua y algunas otras impurezas. La formación de mezclas gas-líquido por diferencia de propiedades, condiciones y factores. Cuando estos hidrocarburos fluyen desde el yacimiento hasta la superficie, su presión y temperatura original disminuye continuamente, ocasionando que se libere el gas del líquido, que el vapor se condense y que parte del efluente cambie sucesivamente de líquido ya sea burbuja, niebla o gas libre; por su parte el gas arrastra partículas de líquido y el líquido lleva a su corriente burbujas de gas.

Es evidente que al fluir dos fases simultáneamente lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas presenta una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un patrón o tipo de flujo. Por lo anterior es indispensable conocer cuales son los patrones de flujo que pueden presentarse en el manejo de mezclas en tuberías, para ello existen varios estudios bien definidos, entre los que destacan los realizados por Beggs y Orkiszczsky, tanto

para tuberías horizontales como verticales, como pueden observarse en las Figuras 1.3 y 1.4. y si se desea abundar un poco más al respecto véase Walley (1996).

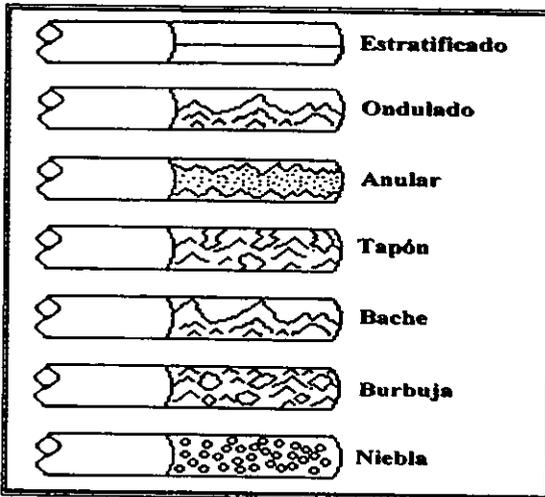


Figura 1.2 Patrones de flujo en sistemas horizontales

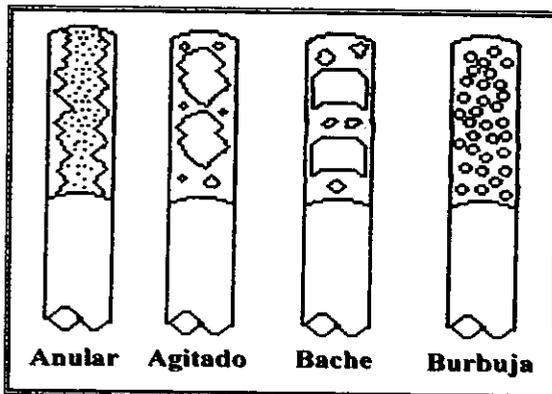


Figura 1.3 Patrones de flujo en sistemas verticales

2. GENERALIDADES DE LA SEPARACIÓN CRUDO-GAS.

2.1 Funciones Primarias de los Separadores Crudo-Gas.

La separación del crudo y el gas puede iniciarse por medio del flujo de fluidos a través de la estructura de producción dentro del yacimiento e incrementarse progresivamente a través de la tubería, líneas de flujo y equipo de manejo superficial. Bajo ciertas condiciones, el fluido puede separarse por completo en fase líquida y gaseosa, antes de que entre al separador crudo-gas. En cuyo caso, el separador da solo una "expansión" que permite que el gas ascienda y el líquido descienda y estos logren salir del equipo por sus respectivas salidas.

2.1.1 Remoción de crudo del gas.

Por medio de la diferencia de densidades de los hidrocarburos líquidos y gaseosos puede lograrse una separación aceptable en un separador crudo-gas. Sin embargo, en algunos casos es necesario utilizar dispositivos mecánicos comúnmente referidos como "eliminadores de niebla" para remover la niebla líquida del gas antes de descargarse por el separador.

2.1.2 Remoción de gas del crudo.

Las características físicas y químicas del crudo y sus condiciones de presión y temperatura determinan la cantidad de gas que está contenido en solución. La velocidad en que el gas se libera de un crudo dado, es función del cambio en la presión y temperatura. El volumen de gas que un separador crudo-gas removerá desde el crudo es dependiente de (1) características físicas y químicas del crudo, (2) presión de operación, (3) temperatura de operación, (4) velocidad de procesamiento de crudo en un tiempo dado, (5) tamaño y configuración del separador y (6) otros factores.

La velocidad de procesamiento de crudo en un tiempo dado y la profundidad del líquido en el separador determina el tiempo de "residencia" o "acumulación" del crudo. El tiempo de residencia por lo general es de 1 a 3 minutos, este tiempo es adecuado para obtener una separación satisfactoria del petróleo y gas, a menos que se maneje espuma que se forma con el crudo. Cuando se separa crudo con espuma, el tiempo de residencia se incrementa de 5 a 20 minutos, dependiendo de la estabilidad de la espuma y el diseño del separador. Los avances en los sistemas de procesamiento en campo, como son los transmisores de custodia automática, enfatizan la necesidad de complementar la remoción del gas a partir del crudo. La agitación, calentamiento, baffles

especiales, empaques de coalescencia y materiales filtrantes pueden ayudar a la remoción del gas, que por otra parte está retenido en el crudo a causa de la viscosidad y la tensión superficial del crudo.

2.1.3 Separación de agua del crudo.

En algunos casos es preferible remover el agua de los fluidos del pozo antes de que fluya a través de reducciones de presión, ocasionadas por estrangulamientos y válvulas. La remoción del agua puede prevenir dificultades que ocasiona ésta al salir del equipo como: corrosión, formación de hidruros y la formación de una densa emulsión entre agua y crudo que es difícil de separar.

2.2 Funciones Secundarias de los Separadores Crudo-Gas.

2.2.1. Mantenimiento de la presión óptima en el separador.

Para que un separador crudo-gas cumpla con sus funciones primarias, debe mantenerse la presión en el mismo de manera que el líquido y el gas se descarguen hacia sus respectivos procesos y sistemas de acumulación. La presión en el separador se mantiene por medio del uso de una válvula de contrapresión de gas en el separador, o en el caso de una batería de dos o más separadores, con una válvula de contrapresión principal que controla la presión en la batería.

La presión óptima en un separador será la que dé como resultado el rendimiento económico más alto de venta de los hidrocarburos líquidos y gaseosos. Esta presión óptima se puede calcular teóricamente o a través de pruebas en campo.

2.2.2 Mantenimiento del nivel de líquido en el separador.

Para mantener la presión en el separador debe mantenerse una cierta profundidad de líquido en la porción baja del recipiente, esta cantidad de líquido previene pérdidas de gas con el líquido y requiere del uso de un controlador de nivel de líquido y una válvula para controlar la descarga de líquido.

2.3 Métodos Utilizados para la Remoción de Crudo del Gas en Separadores.

La niebla líquida se remueve efectivamente desde la corriente de gas en un separador crudo-gas por medio de eliminadores de niebla, pero existen vapores condensables en el gas que no se remueven por los eliminadores de niebla. La condensación de esos vapores, ocasionada por la

reducción de la temperatura, puede ocurrir después de que el gas se descarga del separador. Así, la existencia de líquido en el efluente de gas de un separador crudo-gas en muchos casos puede no reflejar la eficiencia del separador, ya que los vapores condensables pueden tener las características del gas natural a la presión y temperatura en el separador, y la condensación de estos vapores puede ocurrir inmediatamente antes de que se descarguen del separador.

La diferencia de densidades entre el líquido y el gas puede llevar a cabo la separación de las gotas de líquido a partir de la corriente de gas, donde la velocidad de la corriente debe ser lo bastante baja y se debe contar con el tiempo suficiente para que se realice la separación. Limitando la velocidad del gas en el separador se puede obtener una separación satisfactoria sin un eliminador de niebla. Sin embargo, los eliminadores de niebla se instalan generalmente en los separadores crudo-gas convencionales para asistir en la separación y minimizar la cantidad de líquido (en forma de niebla) separándola del gas.

Los métodos usados para remover el crudo del gas en los separadores crudo-gas son: diferencia de densidad (separación por gravedad), choque, incidencia al cambio de dirección del flujo, cambio de la velocidad de flujo, fuerza centrífuga, coalescencia y filtrado. Los eliminadores de niebla utilizados en los separadores crudo-gas pueden ser de diseños diferentes que utilizan uno o más de estos métodos como se muestra en la siguiente Figura 2.1.

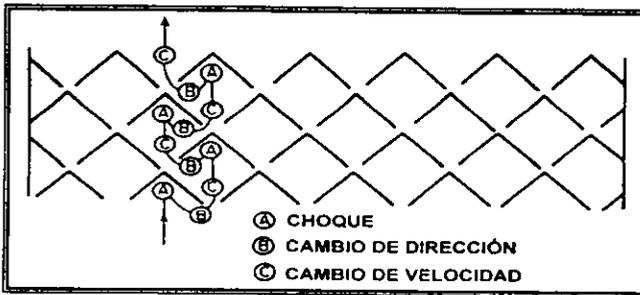


Figura 2.1 Métodos utilizados por el eliminador de niebla para la separación de líquido.

2.3.1 Diferencia de densidades (separación por gravedad).

El gas natural es más ligero que los hidrocarburos líquidos. Las partículas diminutas de hidrocarburos líquidos se suspenden temporalmente en la corriente de gas natural, las cuales por diferencia de densidad o de fuerza de gravedad se acumulan fuera de la corriente de gas si la velocidad del gas es lo suficientemente baja. Las gotas grandes de hidrocarburos pueden acumularse rápidamente fuera del gas, pero las gotas más pequeñas toman mucho más tiempo.

A condiciones estándar de presión y temperatura, las gotas de hidrocarburos líquidos pueden tener una densidad de 400 a 1,600 veces la del gas natural. Sin embargo, a medida que la presión y temperatura de operación se incrementa, la diferencia de densidades disminuye. A una presión de 800 psig, el hidrocarburo líquido puede tener de 6 a 10 veces la densidad del gas. Así, materialmente la presión de operación afecta el tamaño del separador, el tamaño y tipo de extractor de niebla requerido para separar adecuadamente el líquido del gas.

De hecho, las gotas de líquido pueden tener una densidad de 6 a 10 veces la del gas, esto indica que las gotas del líquido pueden separarse rápidamente del gas y acumularse; sin embargo, esto puede no ocurrir en caso de que las partículas de líquido sean muy pequeñas y tiendan a "flotar" en el gas y no puedan acumularse fuera de la corriente del gas en un período corto, durante el cual el gas está en el separador.

Las partículas de hidrocarburo líquido con diámetros de 100 μm y mayores se acumularán fuera del gas en la mayoría de los separadores con dimensiones promedio. No obstante, se requiere usualmente utilizar eliminadores de niebla para remover partículas pequeñas en el gas.

A medida que la presión de operación en el separador se incrementa, la diferencia de densidades entre el líquido y el gas disminuye. Por esta razón, es deseable operar el separador crudo-gas a una presión baja que sea consistente con las otras variables, condiciones y requerimientos de proceso.

2.3.2 Choque.

Si una corriente de gas que contiene niebla líquida choca contra una superficie, la niebla líquida puede adherirse y coalescer sobre la superficie. Después de que la niebla coalesce en gotas más grandes, las gotas caerán por gravedad a la sección de líquido del recipiente.

2.3.3 Cambio de dirección del flujo.

Cuando la dirección del flujo de una corriente de gas que contiene niebla líquida cambia su dirección abruptamente, la inercia ocasiona que el líquido continúe en la dirección original del flujo. La separación de la niebla líquida a partir del gas puede efectuarse por medio del cambio de dirección del flujo debido a que el gas asume con mayor facilidad el cambio de dirección del flujo y podrá fluir fuera de las partículas líquidas y así el líquido pueda removerse por colalescencia.

2.3.4 Cambio de velocidad del flujo.

La separación de líquido y gas puede efectuarse con un cambio de velocidad (aumento o disminución) súbita en la velocidad del gas. Ambas condiciones utilizan la diferencia entre la inercia del gas y del líquido.

2.3.5 Fuerza centrífuga.

Si una corriente de gas que contiene niebla líquida fluye en un movimiento circular a una velocidad lo suficientemente alta la fuerza centrífuga dirige la niebla líquida contra las paredes del contenedor y el líquido coalesce progresivamente en gotas más grandes y finalmente cae en la sección de líquido.

2.3.6 Coalescencia.

Los empaques de coalescencia ofrecen una efectiva separación y remoción de niebla líquida de la corriente de gas. Los empaques utilizan una combinación de choque, cambio de dirección, cambio de velocidad y coalescencia para separar y remover la niebla líquida de la corriente de gas.

2.3.7 Filtrado.

Los filtros porosos son efectivos en la remoción de la niebla líquida de la corriente de gas en ciertas aplicaciones. El material poroso puede utilizar los principios de choque, cambio de dirección del flujo y cambio de velocidad para asistir la separación de la niebla líquida a partir de la corriente de gas.

2.4 Métodos Utilizados para Remover Gas a partir del Crudo en Separadores.

Debido a los altos precios del gas natural, la baja confiabilidad en la medición de los hidrocarburos en la corriente y por otras razones, es importante remover el gas del crudo durante los procesos en campo.

Los métodos para remover el gas del petróleo en separadores crudo-gas son: acumulación, agitación, separación con baffles, calentamiento, inyección de químicos y fuerza centrífuga.

2.4.1 Acumulación.

El gas contenido en el petróleo que no está en solución en el crudo puede separarse usualmente del crudo si se permite un tiempo de acumulación adecuado. Un incremento en el tiempo de residencia, para dar una cierta cantidad de líquido procesado, requiere un incremento en

el tamaño del recipiente y/o un incremento en la profundidad del líquido en el separador. Al incrementar la profundidad del crudo en el separador puede no resultar en un incremento de la emisión del gas que no está en solución con el crudo porque el "aumento" del crudo puede impedir que el gas emerja. La remoción óptima del gas del crudo se obtiene generalmente cuando el cuerpo del crudo en el separador es delgado, es decir, cuando la relación del área superficial para retener el volumen de crudo es alta.

2.4.2 Agitación.

La agitación controlada y moderada contribuye a la remoción de gas insoluble que puede bloquearse mecánicamente por la viscosidad y tensión superficial del crudo. La agitación puede ocasionar usualmente que las burbujas de gas se unan y se separen del crudo en un periodo de tiempo menor a que si no se usara la agitación. La agitación puede obtenerse por medio del diseño y colocación de baffles.

2.4.3 Separación con baffles.

Puede instalarse en la entrada del separador un elemento que elimina el gas, y ayuda a que se introduzca el fluido del pozo al separador con una turbulencia mínima para la remoción de gas del crudo. Este elemento dispersa el crudo de manera que el gas pueda escapar rápidamente del crudo, elimina la incidencia de alta velocidad del líquido contra la pared opuesta del separador entre la entrada y el nivel de crudo, extendiendo el crudo en capas delgadas que fluyen desde la entrada hacia la sección de crudo. El crudo se dirige y cae en forma de cascada hacia abajo de los baffles, además, la combinación de esparcimiento y rodado es efectiva para liberar las burbujas arrastradas. Este tipo de separación con baffles es efectiva en el manejo de crudo con espuma.

2.4.4 Calentamiento.

El calor disminuye la viscosidad y la tensión superficial lo cual contribuye a liberar el gas que se retiene hidráulicamente en el crudo. El método más efectivo para calentar crudo se realiza al pasar éste por un baño de agua caliente. Un plato extendido que dispersa al crudo en pequeñas corrientes o riachuelos incrementa la efectividad del baño con agua caliente. Un baño de calentamiento con agua es probablemente el método más efectivo de remoción de burbujas de espuma en la formación de espuma del petróleo. El baño de calentamiento con agua no es práctico en muchos separadores crudo-gas, pero el calentamiento puede adicionarse al crudo por medio de intercambiadores de calor y/o calentadores a fuego directo o indirecto entre otros.

2.4.5 Inyección de químicos.

Algunas sustancias químicas reducen la tensión superficial del petróleo y pueden ayudar a liberar el gas insoluble del crudo. Estos químicos puede reducir apreciablemente la tendencia a espumar del crudo y de esta manera incrementar la capacidad del separador cuando se maneja espuma. En un caso particular, la capacidad de un separador crudo-gas se incrementó de 3,800 a 9,600 bbl/día cuando se inyectó y mezcló silicón antes de entrar al separador sin ningún otro cambio hecho al sistema. El silicón es efectivo para reducir la tendencia a la formación de espuma en el crudo cuando éste se mezcla en el crudo en pequeñas cantidades como partes por millón o partes por billón.

2.4.6 Fuerza centrífuga.

La fuerza centrífuga puede utilizarse para separar gas del crudo. El petróleo se dirige contra la pared del separador en donde el gas ocupa la porción interna del vórtice. La forma y dimensionamiento adecuado del vórtice puede permitir que el gas ascienda y el flujo de líquido descienda al fondo de la unidad. Los separadores y lavadores de gas utilizan la fuerza centrífuga para la separación. El crudo de estas unidades puede contener menos gas insoluble que las unidades que no utilizan la fuerza centrífuga.

2.5 Clasificación de los Separadores Crudo-Gas.

2.5.1 Clasificación por configuración.

Los separadores crudo-gas en general pueden tener tres configuraciones: vertical, horizontal y esférica. Los separadores verticales pueden variar en tamaño desde 10 ó 12 pulg. de diámetro y de 4 a 5 ft. de longitud tangente-tangente hasta 10 ó 12 ft. de diámetro y 15 a 25 ft. de longitud tangente-tangente.

Los separadores crudo-gas horizontales se manufacturan con corazas de monotubo o doblotubo. Las unidades de monotubo tienen una coraza cilíndrica y las unidades de doblotubo tienen dos corazas cilíndricas paralelas una sobre la otra. Ambos tipos de unidades se utilizan para servicio de dos o tres fases.

Un separador crudo-gas monotúbico se prefiere generalmente sobre las unidades de doble tubo. Las unidades monotúbicas tienen un área mayor para el flujo de gas, así como un área interfacial mayor que la usualmente disponible por los separadores de doble tubo. Los separadores monotúbicos soportan tiempos de residencia altos debido a que un recipiente de un solo tubo largo

retiene un volumen mayor que un separador de doble tubo, además de que es más fácil de limpiar que las unidades de doble tubo.

En climas fríos, el congelamiento ocasiona problemas de pérdidas en las unidades monotúbicas porque el líquido está usualmente en contacto cerrado con la corriente caliente de gas que fluye a través del separador. El diseño monotúbico normalmente tiene una silueta más reducida que las unidades de doble tubo y es más fácil de acomodarlos para una separación de etapas múltiples sobre plataformas donde el espacio es limitado.

Los separadores horizontales pueden variar en tamaño desde 10 a 12 pulg. de diámetro y 4 a 5 ft tangente-tangente hasta 15 a 16 ft de diámetro y 60 a 70 ft de longitud tangente-tangente.

Los separadores esféricos están generalmente disponibles de 24 a 30 pulg. hasta 66 a 72 pulg. de diámetro.

2.5.2 Clasificación por fases.

Las tres configuraciones de separadores están disponibles para la operación de dos y tres fases. En las unidades de dos fases el gas se separa del líquido y las descargas de gas y líquido son por separado y en las unidades de tres fases se separa el gas, el agua y el crudo con sus respectivas salidas por separado.

2.5.3 Clasificación por presión de operación.

Los separadores crudo-gas pueden operar a presiones de alto vacío en el intervalo de 4,000 a 5,000 psi. La mayoría de los separadores crudo-gas operan en el intervalo de 20 a 1,500 psi.

Los separadores se refieren como separadores de baja, media y alta presión. Los separadores de baja presión operan generalmente a un intervalo de presiones desde 10 a 20 hasta 180 a 225 psi. Los separadores de presión media operan usualmente en el intervalo desde 230 a 250 hasta 600 a 700 psi., y los separadores de alta presión operan en un amplio intervalo de presión de 750 a 1,500 psi.

2.5.4 Clasificación por aplicación.

Los separadores crudo-gas pueden clasificarse de acuerdo a su aplicación como: separador de prueba, separador de producción, separador medidor, separador elevado y separador por etapas (primera etapa, segunda etapa, etc.).

a) Separador de prueba.

Un separador de prueba se utiliza para separar y medir los fluidos de los pozos. Los separadores de prueba pueden ser verticales, horizontales o esféricos, de dos o tres fases, fijos o portátiles (montado sobre un patín o rodante). Los separadores de prueba pueden equiparse con varios tipos de medidores para cuantificar el crudo, gas y/o agua.

b) Separador de producción.

Un separador de producción se utiliza para separar el fluido producido por un pozo o un grupo de pozos pero siempre sobre una base diaria o continua. Los separadores de producción pueden ser verticales, horizontales o esféricos y de dos o tres fases.

c) Separadores de baja temperatura.

Un separador de baja temperatura es un separador especial en el cual el fluido del pozo se inyecta a alta presión dentro del recipiente a través de una válvula de presión reducida o de choque, de esta manera la temperatura del separador se reduce apreciablemente por debajo de la temperatura del fluido del pozo. La temperatura de reducción se obtiene por medio del efecto Joule-Thompson, a través de la expansión del fluido del pozo realizada por la reducción de presión ocasionada por una válvula de reducción de presión o estrangulamiento. La temperatura de operación baja en el separador ocasiona la condensación de los vapores, que de lo contrario saldrían del separador en estado gaseoso. Los separadores de baja temperatura se utilizan generalmente para prevenir una evaporación excesiva los líquidos, estabilizándolos para su almacenamiento.

d) Separador medidor.

La función de medir la separación de los fluidos del pozo, en crudo, gas y agua puede realizarse por medio del uso de un separador medidor (Fig. 2.2). Estos recipientes están disponibles para operar en dos o tres fases, además de que existen modelos especiales que manejan satisfactoriamente espuma y crudo de alta viscosidad (Fig. 2.3).

e) Separador de espuma.

Los separadores crudo-gas que manejan espuma del crudo se refieren generalmente como separadores de espuma. Su diseño y aplicación se discutió anteriormente.

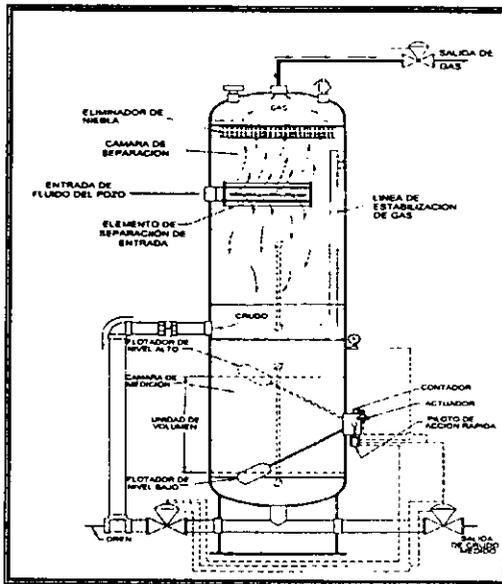


Figura 2.2 Separador medidor vertical dos fases típico.

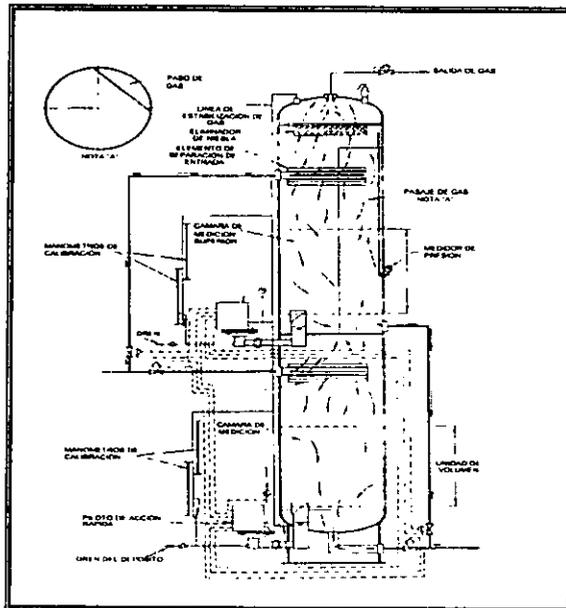


Figura 2.3 Separador medidor vertical dos fases que separa y mide grandes volúmenes de crudo con un alto contenido de espuma y/o alta viscosidad.

f) Separadores elevados.

Los separadores elevados pueden instalarse sobre plataformas, cerca de baterías de tanques o sobre plataformas marinas de manera que el líquido pueda fluir por gravedad del separador a almacenamiento o a recipientes instalados corriente abajo del separador. Esto permite que el separador opere a la presión más baja posible para capturar la máxima cantidad del líquido y minimizar las pérdidas de vapor y gas hacia la atmósfera o hacia un sistema de gas de menor presión.

g) Separadores por etapas.

Cuando el fluido producido por el pozo fluye a través de más de un separador en serie, los separadores se refieren como separadores por etapas. El primer separador se refiere como la primera etapa de separación, el segundo separador como la segunda etapa de separación, etc.

2.5.5 Clasificación por principio de uso para la separación primaria.

Los separadores pueden clasificarse de acuerdo al método que se utiliza para realizar la separación primaria en el separador. Como una clasificación se tendría a los separadores por diferencia de densidades (separación por gravedad), coalescencia y/o choque y fuerza centrífuga.

2.6 Separadores Crudo-Gas Centrifugos y Lavadores de Gas Centrifugos.

El uso de separadores crudo-gas en plataformas marítimas que manejan grandes volúmenes del fluido del pozo ha incrementado los esfuerzos en diseñar separadores más compactos para reducir el espacio y el peso en las plataformas. Se han generado resultados positivos a partir de estos esfuerzos, resultando en algunos separadores que utilizan la fuerza centrífuga para realizar una separación inicial o final tanto del crudo como del gas.

2.6.1 Separadores crudo-gas centrifugos.

Los separadores crudo-gas centrifugos verticales introducen el fluido en el separador a alta velocidad por medio de una hendidura tangencial ajustable que induce un ciclón dentro del recipiente separando el líquido del gas. La velocidad ciclónica alta asegura que una película de líquido se mantenga estable. El cono ciclónico proporciona un patrón para el fluido del pozo permitiendo la salida del gas, éste es un factor muy efectivo cuando se maneja crudo con espuma. Estos separadores crudo-gas se complementan con la separación por gravedad con los tiempos de residencia requeridos dependientes de las propiedades del fluido del pozo.

2.6.2 Separador de vórtice divergente.

Esta unidad utiliza la fuerza centrífuga para separar el gas y los líquidos. Este separador tiene una entrada tangencial en el fondo del recipiente donde el crudo y el gas se separan al inducir una espiral corrotacional dirigida hacia la pared de la cámara de forma ascendente, el crudo fluye circunferencialmente sobre el vórtice hasta una envolvente donde se separa y desciende hacia otra sección donde se acumula el líquido en el fondo del recipiente mientras que el gas continua en una espiral ascendente hacia la parte superior donde sale. El separador de vórtice divergente es un separador de alto rendimiento. Remueve partículas menores de $5 \mu\text{m}$, dependiendo de las especificaciones de diseño.

2.6.3 Lavadores de gas centrífugos.

Este lavador de gas centrífugo (Figura 2.4) utiliza el patrón de flujo centrípeto para inducir dos etapas efectivas de separación. El término de flujo centrípeto denota al flujo de gas que converge hacia el centro del recipiente, como un remolino. En la primera etapa, todo el líquido libre y mucho del líquido arrastrado gira sobre la pared fuera del gas debido a la fuerza centrífuga, en la segunda etapa la pequeña cantidad de líquido arrastrado remanente en el gas se separa bajo la influencia de un incremento en la fuerza centrífuga y se recolecta por un circuito de recirculación.

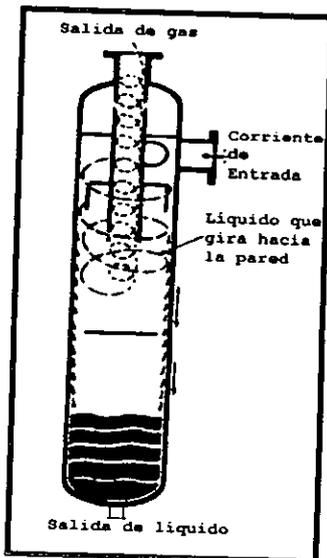


Figura 2.4 Esquema de un lavador de gas (scrubber) centrífugo

2.7 Ventajas y Desventajas de los Separadores Crudo-Gas Convencionales.

La Tabla 2.1 compara las ventajas y desventajas de los separadores crudo-gas de dos y tres fases, horizontales, verticales y esféricos. La comparación de los separadores crudo-gas asume que los separadores horizontales crudo-gas son monotúbicos.

TABLA 2.1 Comparación de ventajas y desventajas de los separadores crudo-gas de dos y tres fases, horizontales, verticales y esféricos.

| Consideraciones | Horizontal (montubo) | Vertical (monotubo) | Esférico (un compartimento) |
|---|-------------------------|------------------------|--------------------------------|
| Eficiencia de separación | 1 | 2 | 3 |
| Estabilización de los fluidos separados | 1 | 2 | 3 |
| Adaptabilidad a la variación de condiciones | 1 | 2 | 3 |
| Flexibilidad de operación | 2 | 1 | 3 |
| Capacidad (mismo diámetro) | 1 | 2 | 3 |
| Costo de capacidad por unidad | 1 | 2 | 3 |
| Capacidad para el manejo de materiales extraños | 3 | 1 | 2 |
| Capacidad para el manejo de espuma de crudo | 1 | 2 | 3 |
| Adaptabilidad para uso portátil | 1 | 3 | 2 |
| Espacio requerido para su instalación | | | |
| - Plano vertical | 1 | 3 | 2 |
| - Plano horizontal | 3 | 1 | 2 |
| Facilidad de instalación | 2 | 3 | 1 |
| Facilidad de inspección y mantenimiento | 1 | 3 | 2 |

donde: (1) muy favorable, (2) intermedio, (3) el menos favorable.

2.8 Selección y Aplicaciones de los Separadores Crudo-Gas y Lavadores de Gas.

El siguiente resumen indica los usos recomendados de manera general para separadores crudo-gas verticales, horizontales, esféricos y lavadores de gas.

2.8.1 Aplicaciones para separadores crudo-gas verticales.

Las aplicaciones de los separadores crudo-gas verticales incluyen las siguientes:

1. Fluidos de pozos que tienen una alta relación líquido/gas.
2. Fluidos de pozos que contienen cantidades apreciables de arena, lodo y sólidos finos similares.
3. Instalaciones con limitaciones de espacio horizontal pero con pequeñas o sin limitaciones de altura vertical, como los grupos de baterías de tanques y/o plataformas de producción.
4. Fluidos de pozos donde el volumen de líquido puede variar amplia e instantáneamente como los pozos de producción de gas intermitente y/o pozos con fluctuaciones intermitentes.
5. Otros equipos de producción antes de entrar al separador permiten u ocasionan coalescencia o condensación del líquido.
6. Equipos de proceso de otros campos de producción que no funcionan apropiadamente con arrastre de líquido en el gas.
7. Cuando la economía favorece a los separadores verticales.

2.8.2 Aplicaciones para separadores crudo-gas horizontales.

Las aplicaciones para los separadores horizontales incluyen las siguientes situaciones:

1. Separación líquido/líquido en instalaciones donde se requiere obtener una separación más eficiente.
2. Cuando se requiere separar crudo con espuma y donde la mayor área de contacto del recipiente horizontal puede permitir u ocasionar la eliminación de espuma y originar una separación más rápida.
3. Cuando las instalaciones tienen limitaciones de altura se recomienda el uso de separadores horizontales por su silueta pequeña.

4. Con fluidos con una relación volumétrica gas/crudo alta.
5. Cuando el flujo del pozo tiene una velocidad de flujo relativamente constante y sin o pequeñas cabezas de líquido ocasionadas por los tapones.
6. Instalaciones donde el operador y/o las condiciones requieren el uso de internos que eliminen la utilización de un controlador de nivel de líquido de interfase crudo-gas.
7. Cuando se requieren unidades portátiles para uso de pruebas o producción.
8. Cuando se apostan unidades múltiples para conservar espacio de piso.
9. Cuando los equipos de proceso corriente arriba no funcionan adecuadamente con arrastre de líquido en el gas.
10. Cuando los equipos de producción al salir del separador permiten u ocasionan condensación del líquido o coalescencia.
11. Cuando la economía favorece al separador horizontal.

2.8.3 Aplicaciones para separadores crudo-gas esféricos.

La siguiente es una lista de aplicaciones para los separadores crudo-gas esféricos:

1. Cuando los fluidos del pozo tienen una alta relación gas/crudo, velocidad de flujo constante, y no se presentan taponamientos o cabezas de líquido.
2. Instalaciones donde existen limitantes de espacio en altura vertical u horizontal.
3. Cuando las unidades de proceso a la salida del separador, tales como deshidratadores de glicol y endulzadores de gas se tienen que lavar y ahorrar un fluido de proceso caro, tal como amina y glicol.
4. Instalaciones donde la economía favorece al separador esférico.
5. Instalaciones que requieren un separador pequeño donde un solo hombre puede transportar el separador esférico para ubicarlo e instalarlo.
6. Lavadores de combustibles y gas de proceso para su uso en campo o en planta.

2.8.4 Aplicaciones para lavadores de gas (scrubbers).

Muchos lavadores de gas (scrubbers) verticales y horizontales se utilizan para separar, limpiar, transportar y/o procesar el gas previo al uso de éste en otros equipos. Es decir, que muchas impurezas como arrastre de líquidos, sales y polvo se remueven del gas por medio de otros equipos, y el lavador de gas se utiliza para depurar el gas. Los lavadores de gas se utilizan generalmente para proteger y asegurar que el gas no contenga materiales extraños que deterioren a equipos como los siguientes: compresores, deshidratadores, endulzadores y reguladores.

Algunos usos de los lavadores de gas son (1) para combustibles de calentadores, rehervidores, y generadores de vapor; (2) para el control de gas de las plantas y equipos de proceso; (3) antes de los compresores; (4) antes de los deshidratadores y endulzadores para conservar fluidos de proceso; (5) después de los deshidratadores y endulzadores para conservar fluidos de proceso; (6) antes de entrar a los sistemas de distribución de gas; (7) antes de las líneas de transmisión de gas para remover líquido, polvo, lodo; (8) antes y después de las estaciones de regulación de gas; (9) después de las estaciones de líneas de transmisión de gas de compresión para remover el crudo lubricante de la línea.

2.9 Problemas Especiales en los Separadores Crudo-Gas.

2.9.1 Formación de espuma en el crudo.

Cuando se reduce la presión sobre ciertos tipos de petróleo, el gas que va hacia fuera de la solución en forma de pequeñas esferas (burbujas) de gas quedan atrapadas en una película delgada de crudo. Esto contribuye a que la espuma se disperse en el crudo y genere lo que se conoce como "formación de espuma" en el crudo. En ciertos tipos de crudo, la viscosidad y tensión interfacial del crudo puede encerrar mecánicamente al gas en el crudo y ocasionar un efecto similar a la espuma. La espuma del crudo puede no ser estable durante mucho tiempo, excepto cuando un agente espumante está presente en el crudo. El crudo es más propenso a la espuma cuando (1) la gravedad API es menor de 40 °API, (2) la temperatura de operación es menor de 160°F y (3) la viscosidad del crudo es mayor de 53 cp.

La formación de espuma reduce la capacidad del separador crudo-gas, por que requiere más tiempo de residencia para separar adecuadamente el crudo cuando presenta espuma. La espuma formada con el crudo no puede medirse con precisión con medidores de desplazamiento positivo, ni con recipientes medidores volumétricos convencionales. Estos problemas, en combinación con las

pérdidas potenciales de crudo y gas por una separación inadecuada, enfatizan la necesidad de utilizar equipos y procedimientos especiales para el manejo de espuma en el crudo.

Existen varios diseños especiales de separadores para el manejo de espuma en el crudo. Los principales factores que ayudan al rompimiento de la espuma formada son: la acumulación, agitación (con baffles), calentamiento, inyección de químicos y fuerza centrífuga. Estos métodos de reducción o rompimiento de la espuma del crudo también se utilizan para remover el gas atrapado en el crudo. Se han desarrollado muchos diseños diferentes, varios de estos diseños están disponibles para unidades de separación estándar que manejan espuma y otros para aplicaciones más específicas.

2.9.2 Parafina.

La deposición de parafina en los separadores crudo-gas disminuye su eficiencia y da como resultado un rendimiento inapropiado por el llenado parcial del recipiente, bloqueo del eliminador de niebla y/o entrada del líquido. La parafina puede removerse efectivamente de los separadores por medio del uso de una corriente de disolventes. Sin embargo, la mejor solución es prevenir la deposición en el recipiente por medio de calentamiento o tratamiento químico de la corriente antes de entrar al separador. Otra manera de impedir que la parafina se acumule en el recipiente consiste en cubrir todas las superficies interiores del separador con película plástica de manera que la parafina tenga una pequeña o nula afinidad con el recipiente.

2.9.3 Arena, sales, lodo, sedimentos, etc.

Si los fluidos del pozo producen continuamente arena y otros sólidos en cantidades considerables, estos deben removerse antes de que los fluidos entren en las líneas de proceso. Si el fluido contiene arena en pequeñas cantidades, por lo general esta se remueve por acumulación en un recipiente vertical sobrediseñado con fondo cónico o por un drenado periódico del residuo en el recipiente. Las sales pueden removerse por mezclado de agua con crudo, después de que la sal se disuelve en el agua esta puede separarse del crudo y salir del sistema.

2.9.4 Corrosión.

Algunos de los fluidos producidos por el pozo son muy corrosivos y ocasionan fallas en el equipo. Los dos compuestos más corrosivos son el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono. Estos dos gases pueden estar presentes en los fluidos del pozo y representar desde el 40 al 50% del volumen del gas.

Capítulo 3

Conceptos Teóricos Fundamentales para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas

3. CONCEPTOS TEÓRICOS FUNDAMENTALES PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES CRUDO-GAS.

3.1 Aspectos Termodinámicos Importantes para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas.

3.1.1 Cálculo de propiedades.

El diseño de la mayoría de los equipos de proceso involucrados en la refinación del petróleo y procesos relacionados, depende en gran parte del conocimiento de las propiedades básicas del fluido. Se sabe que para el cálculo de propiedades de los fluidos tanto para gases, líquidos y mezclas se pueden utilizar ecuaciones de estado, sin embargo, para fines prácticos los ingenieros petroleros han desarrollado una serie de pasos sucesivos que permiten el cálculo de propiedades de hidrocarburos de una manera sencilla denominadas correlaciones de aceite negro. Para poder utilizar estas correlaciones es necesario primero definir algunos conceptos fundamentales para el cálculo de propiedades:

i) Factor de volumen de formación de aceite.

El volumen de aceite que entra a un tanque de depósito en la superficie, es menor que el volumen de aceite que fluye dentro de la tubería de producción desde el yacimiento. Este cambio en el volumen del aceite, acompañado por el cambio de las condiciones del yacimiento a las de almacenamiento, se debe principalmente, al cambio de fase que sufren los componentes volátiles contenidos en el líquido, por la reducción de presión, desde la formación productora a la superficie.

La reducción en la presión también causa que el aceite remanente se expanda ligeramente, pero esto es una pequeña parte, ya que este se contrae con la disminución de la temperatura. El cambio en el volumen del aceite debido a estos tres factores, se expresa en términos del factor de volumen, que se define como el volumen de aceite del yacimiento requerido para producir un barril de aceite en el tanque de almacenamiento, donde el aceite del yacimiento incluye el gas disuelto.

$$B_o = \frac{\text{volumen de aceite - gas disuelto(a condiciones de yacimiento)}}{\text{volumen de aceite que entra al tanque de almacenamiento (a c. s.)}} \quad (3.1)$$

B_o = factor de volumen

Para estimar el factor de volumen existen varias correlaciones de aceite negro, una de las más utilizadas es la propuesta por Vázquez, ya que divide el tipo de crudo en pesado para gravedades $<30^\circ$ y ligeros en gravedades $>30^\circ$ además de normalizar la densidad relativa del gas de la siguiente forma:

$$\gamma_g = \left[1.0 + 0.5912(^{\circ}\text{API})(T_{cs}) \text{Log}_{10} \left(\frac{P_{cs}}{114.7} \right) \times 10^{-4} \right] \gamma_{gcs} \quad (3.2)$$

donde:

T_{cs} = temperatura a condiciones estándar, $^{\circ}\text{F}$

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

P_{cs} = presión a condiciones estándar, psia

γ_{gcs} = densidad relativa del gas a condiciones estándar

γ_g = densidad relativa del gas normalizada

para $\text{API} < 30^\circ$

$$B_o = 1.0 + 4.677R_s \times 10^{-4} + 0.1751 \times 10^{-4} D - 18106 \times 10^{-8} R_s D \quad (3.3)$$

para $\text{API} > 30^\circ$

$$B_o = 1.0 + 4.67R_s \times 10^{-4} + 0.11 \times 10^{-4} D + 0.1337 \times 10^{-8} R_s D \quad (3.4)$$

donde:

$$D = (T - 60) \left(\frac{^{\circ}\text{API}}{\gamma_g} \right) \quad (3.5)$$

R_s = relación de solubilidad, scf/STBO

T = temperatura, $^{\circ}\text{F}$

Para el cálculo del factor de volumen por arriba de la presión de vapor tenemos:

$$C_o = \frac{-1433 + 5R_s + 17.2T - 1180\gamma_g + 12.61\text{API}}{P \times 10^5} \quad (3.6)$$

$$B_o = B_{ob} C_o^{C_o(Pb-P)} \quad (3.7)$$

donde:

P = presión, psi

C_o = factor de compresibilidad del aceite, psi^{-1}

B_{ob} = factor de volumen calculado a la presión de vapor

P_b = presión de vapor, psi

B_o = Factor de volumen, bbl/STBO

C = factor de corrección, cuando no se conoce algún valor experimental toma el valor de cero

ii) Relación de solubilidad gas-aceite.

Bajo condiciones donde la presión incrementa, un crudo puede absorber una cantidad de gas finita en solución, cambia de fase pasando de ser un gas disuelto a un gas libre. La composición de las fases líquida y gaseosa es un problema de equilibrio líquido-vapor. Para aceites ligeros, tales como, fluidos condensados el flujo y composición de cada fase, puede predecirse a través de cálculos de "flash" de vaporización. Sin embargo, para crudos de gravedad normal, tales como asfaltenos o parafinas, las correlaciones empíricas pueden utilizarse satisfactoriamente.

Como se señaló anteriormente, el factor de volumen B_o es dependiente de la relación de solubilidad, para estimar el valor de R_s , Vázquez plantea la siguiente técnica, que al igual que para el factor de volumen, se basa sobre la división del tipo de aceite, para $^{\circ}\text{API} < 30$.

$$R_s = \frac{\gamma_g P^{1.0939}}{26.64} \times 10^{11.172A} \quad (3.8)$$

y si existe una gravedad de $^{\circ}\text{API} > 30$

$$R_s = \frac{\gamma_g P^{1.187}}{56.06} \times 10^{10.393A} \quad (3.9)$$

donde:

P = presión, psia

γ_g = densidad relativa del gas normalizada, es exactamente igual que para el B_o

R_s = relación de solubilidad, scf/STBO

T = temperatura en, $^{\circ}\text{F}$

y

$$A = \frac{\text{API}}{T + 460} \quad (3.10)$$

a) Densidad.

La densidad es la cantidad de masa de una sustancia dada por unidad de volumen:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (3.11)$$

donde:

ρ = densidad, kg/m^3

V = volumen de la sustancia, m^3

m = masa de la sustancia, kg

i) Densidad relativa en grados Baume o grados API.

Una definición diferente de densidad relativa, se usa particularmente, en la industria del petróleo. La temperatura de referencia para medir la escala Baume o API es 60°F y no 4°C . Para enfatizar esta diferencia la densidad API o Baume se reporta como:

$$\text{densidad relativa} = \frac{60^\circ}{60^\circ} F$$

La ecuación usada para calcular la densidad relativa cuando los grados Baume se conocen es diferente para fluidos más ligeros que el agua y fluidos más pesados que el agua.

Para líquidos más pesados que el agua:

$$S.G. = \frac{145}{145 - \text{Baume}} \quad \therefore \text{Baume} = 145 - \frac{145}{S.G.} \quad (3.12)$$

Para líquidos más ligeros que el agua:

$$S.G. = \frac{140}{130 + \text{Baume}} \quad \therefore \text{Baume} = \frac{140}{S.G.} - 130 \quad (3.13)$$

El American Petroleum Institute (API) ha desarrollado la escala API, que ligeramente difiere de la escala Baumé, para líquidos más ligeros que el agua. Las ecuaciones son:

$$S.G. = \frac{141.5}{131.5 + \text{API}} \quad \therefore \text{API} = \frac{141.5}{S.G.} - 131.5 \quad (3.14)$$

donde:

S.G. = densidad relativa del líquido (agua = 1)

La densidad relativa de un gas es la relación entre la densidad del gas y la densidad del aire a condiciones estándar de presión y temperatura. Esto puede relacionarse con el peso molecular a través de la siguiente relación:

$$S = \frac{MW}{29} \quad (3.15)$$

donde:

S = densidad relativa del gas (aire = 1)

MW = peso molecular del gas

En muchos cálculos la densidad relativa del gas se refiere siempre en términos de condiciones estándar de presión y temperatura, entonces la densidad de un gas a cualquier condición de presión y temperatura puede determinarse por medio de la densidad del aire a condiciones estándar de presión y temperatura (60 °F y 14.7 psia) que es 0.0764 lb/ft³.

La densidad del gas es así dada como:

$$\rho_g = 2.70 \frac{SP}{TZ} \quad (3.16)$$

$$\rho_g = 0.093 \frac{(MW)P}{TZ} \quad (3.17)$$

donde:

ρ_g = densidad del gas, lb/ft³

S = densidad relativa del gas (aire = 1)

P = presión, psia

T = temperatura, °R

Z = factor de compresibilidad del gas

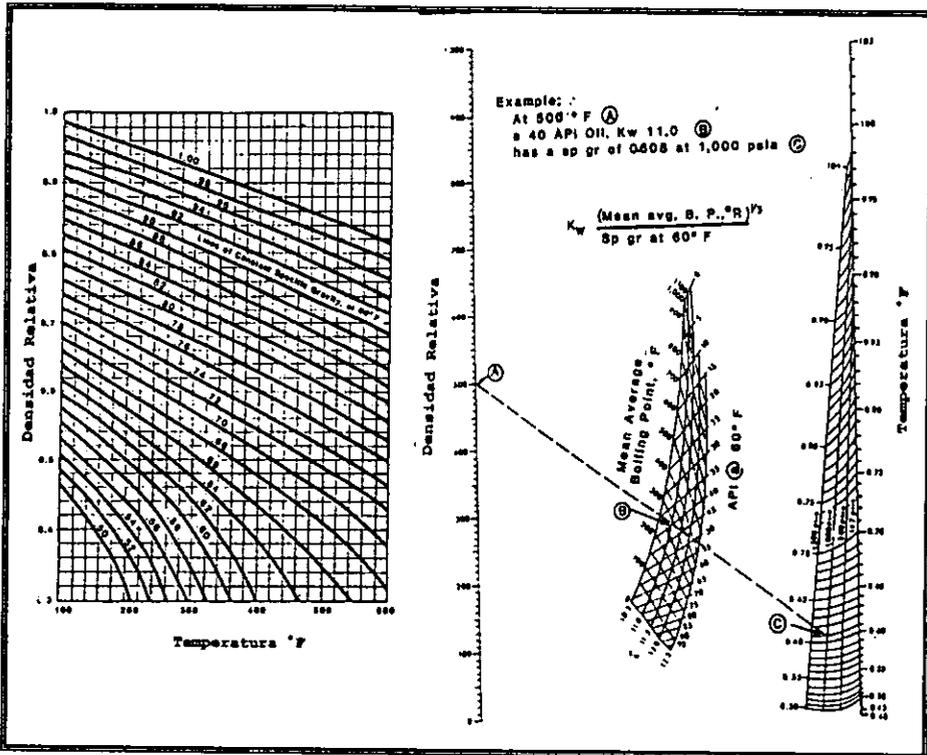
MW = peso molecular del gas

El factor de compresibilidad "Z" para el gas se puede aproximar a partir de las Figuras 3.1 a 3.6 que se presentan en el Apéndice.

En muchos cálculos la gravedad específica de líquidos se refiere normalmente a condiciones de presión y temperatura reales. Las Figuras 3.7 y 3.8 pueden utilizarse como una aproximación asumiendo que hay cambio de fase. Para los hidrocarburos, que pasan por cambios significativos de fase, la Figura 3.8 puede utilizarse para tener una aproximación de la gravedad específica a una presión y temperatura dada una vez que se conocen los grados API del líquido.

Las Figuras 3.7 y 3.8 son aproximaciones para los componentes líquidos. Cuando se requieren cálculos precisos para un hidrocarburo, es necesario considerar el gas que se libera con la disminución de presión y el incremento de temperatura. Así, si un hidrocarburo se calienta a presión

constante, la gravedad específica puede incrementarse debido a que se liberan los hidrocarburos ligeros. El cambio en la composición molecular del fluido se calcula por medio de un cálculo de separación súbita (flash), el cual se describirá con más detalle después.



Figuras 3.7 y 3.8 Aproximaciones para la densidad relativa de las fracciones del petróleo

ii) Densidad del crudo.

La densidad del aceite utilizando la correlación de aceite negro propuesta por Vázquez se calcula por medio de la siguiente expresión:

$$\rho_o = \frac{62.4\gamma_o + 0.1362R_s\gamma_{gd}}{B_o} \quad (3.18)$$

donde:

γ_{gd} = densidad relativa del gas disuelto

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.02^\circ \text{API} + R_S \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5864^\circ \text{API}) \quad (3.19)$$

mientras que para un aceite bajo saturado está dada por:

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp(C_o (P - P_b)) \quad (3.20)$$

donde:

ρ_{ob} = densidad del aceite calculada a la P_b , lb/ft³

C_o = factor de compresibilidad del aceite calculado con la fórmula dada por Vázquez para el cálculo de la B_o

P y P_b = presión del sistema y presión de vapor, psia

ρ_o = densidad del aceite, lb/ft³

iii) Densidad del gas.

La densidad del gas se calcula de la siguiente forma:

$$\rho_g = \frac{2.7044 P \gamma_{gf}}{Z(T + 460)} \quad (3.21)$$

donde:

P = presión, psia

ρ_g = densidad del gas, lb/ft³

T = temperatura, °F

y:

$$\gamma_{gf} = \frac{R \gamma_g - R_S \gamma_{gd}}{R - R_S} \quad (3.22)$$

En esta ecuación, se agrega el término "R", que representa los pies cúbicos producidos por cada barril de aceite producido, denominada relación gas-aceite total, los volúmenes se miden a condiciones estándar.

El factor de compresibilidad "Z", se estima por medio de la correlación de Standing:

para gases superficiales:

$$T_{pc} = 167 + 316.67\gamma_{gf} \quad (3.23)$$

$$P_{pc} = 702.5 - 50\gamma_{gf} \quad (3.24)$$

para gases húmedos:

$$T_{pc} = 238 + 210\gamma_{gf} \quad (3.25)$$

$$P_{pc} = 740 - 100\gamma_{gf} \quad (3.26)$$

de aquí:

$$T_{pr} = \frac{T + 460}{T_{pc}} \quad (3.27)$$

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (3.28)$$

$$\rho_r = \frac{0.27P_{pr}}{ZT_{pr}} \quad (3.29)$$

$$Z = 1 + \left(C_1 + \frac{C_2}{T_{pr}} + \frac{C_3}{T_{pr}^2} \right) \rho_r + \left(C_4 + \frac{C_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \frac{C_6}{T_{pr}} \rho_r^3 + \left(\frac{C_7 \rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) \left(1 + C_8 \rho_r^2 \right) \exp(-C_8 \rho_r^2) \quad (3.30)$$

donde:

$$C_1 = 0.31506$$

$$C_5 = -0.6123$$

$$C_2 = -1.0467$$

$$C_6 = -0.10489$$

$$C_3 = -0.5783$$

$$C_7 = 0.68157$$

$$C_4 = 0.5353$$

$$C_8 = 0.68446$$

El procedimiento consiste en suponer un valor de "Z" y calcular todos los parámetros hasta encontrar un valor para "Z" calculado con la Ecuación 3.30, en caso de que la "Z" calculada sea igual a la "Z" supuesta, o se encuentre dentro de intervalo de error adecuado, se termina la iteración, de forma contraria Z obtenida del cálculo, tomará el lugar de la supuesta al inicio.

d) Viscosidad.

Esta propiedad de los fluidos indica la resistencia al flujo. La viscosidad es una propiedad dinámica, puesto que solo puede medirse cuando el fluido está en movimiento. La viscosidad por esto, es simplemente la relación entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad. Hay dos expresiones de viscosidad: viscosidad absoluta (o dinámica), μ , y viscosidad cinemática, γ . Estas expresiones se relacionan de la siguiente manera:

$$\gamma = \frac{\mu}{\rho} \quad (3.31)$$

donde:

μ = viscosidad absoluta, centipoise

γ = viscosidad cinemática, centistoke

ρ = densidad, g/cm³

La viscosidad de los fluidos depende ampliamente de la temperatura. La viscosidad de los líquidos disminuye con el incremento de temperatura, mientras que la viscosidad de los gases disminuye inicialmente con el incremento de temperatura y después incrementa con el aumento de temperatura.

El mejor camino para determinar la viscosidad de un crudo a cualquier temperatura es por medición. Si la viscosidad es conocida a una sola temperatura, la Figura 3.9 puede utilizarse como una aproximación para determinar la viscosidad a otra temperatura por medio del trazado de líneas paralelas para cada tipo de crudo representado dentro de la Figura; también como una aproximación puede utilizarse la Figura 3.10 que es la representación gráfica de una correlación que representa la viscosidad del aceite vs grados API y temperatura.

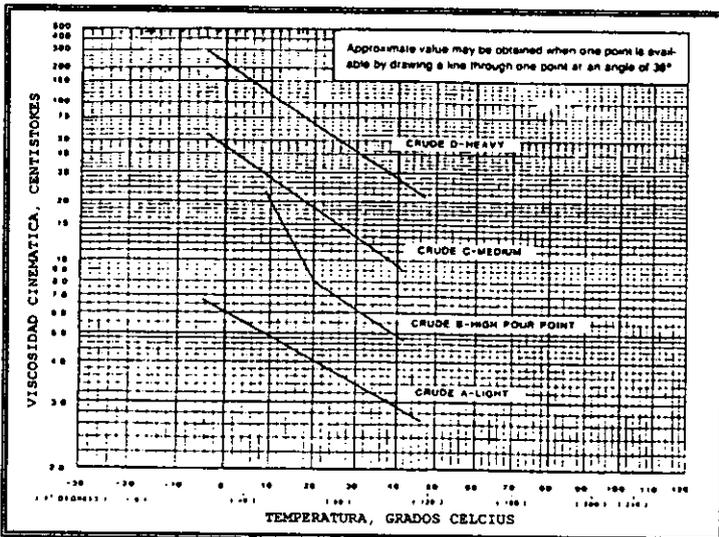


Figura 3.9 Curva típica de viscosidad-temperatura para diferentes tipos de crudo

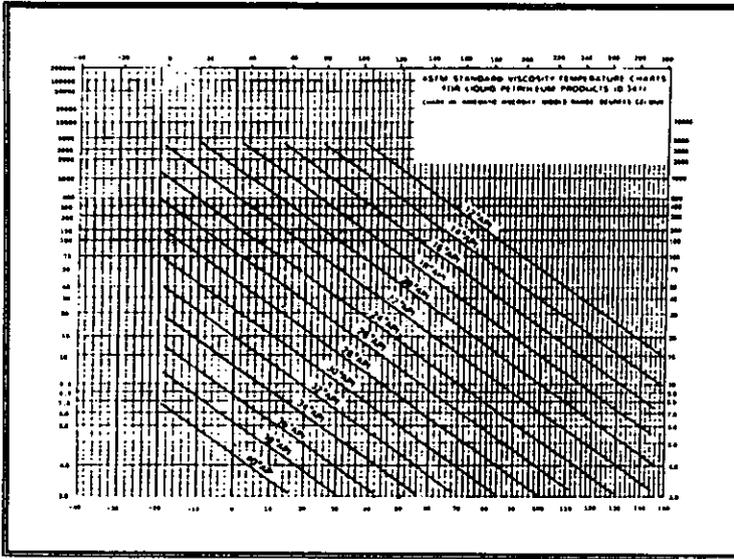


Figura 3.10 Viscosidad del crudo Vs. gravedad y temperatura

i) Viscosidad del crudo.

La viscosidad del crudo puede estimarse utilizando las antes mencionadas correlaciones de aceite negro a través de la correlación de Beggs y Robinson y la de Vázquez y Beggs. La viscosidad del aceite libre de gas, está dada por:

$$\mu_{od} = 10^X - 1 \quad (3.32)$$

donde:

$$X = YT^{-1.63} \quad (3.33)$$

$$Y = 10^Z \quad (3.34)$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023^\circ \text{API} \quad (3.35)$$

y

T = temperatura, °F

μ_{od} = viscosidad del aceite libre de gas, cp

y la viscosidad del aceite:

$$\mu_o = a\mu_{od}^b \quad (3.36)$$

donde:

$$a = 10.75(R_s + 100)^{-0.515} \quad (3.37)$$

$$b = 5.44(R_s + 150)^{-0.338} \quad (3.38)$$

y

μ_o = viscosidad del aceite saturado, cp

R_s = relación de solubilidad, scf/STBO

Ahora bien, cuando las condiciones de presión se encuentran por arriba de la presión de burbuja, Vázquez propone la siguiente forma de cálculo:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P}{P_b} \right)^m \quad (3.39)$$

donde:

μ = viscosidad del aceite calculada a la P_b

P = presión, psia

P_b = presión de vapor, psia

y

$$m = 2.6P^{1.187} \times 10^{(0.039P^{10^{-3}} - 5.0)} \quad (3.40)$$

ii) Viscosidad del gas.

La viscosidad del gas se obtiene a partir de la correlación de Lee:

$$\mu_g = K \cdot 10^{-4} \exp \left[X \left(\frac{P_g}{62.428} \right)^Y \right] \quad (3.41)$$

donde:

$$K = \frac{(9.4 + 0.5794\gamma_{gf})(T + 460)^{1.5}}{209 + 550.4\gamma_{gf} + (T + 460)} \quad (3.42)$$

$$X = 3.5 + \frac{986.0}{(T + 460)} + 0.2897\gamma_{gf} \quad (3.43)$$

$$Y = 2.4 - 0.2X \quad (3.44)$$

donde:

T = temperatura, °F

γ_{gi} = densidad relativa del gas libre

ρ_g = densidad del gas, lb/ft³

μ_g = viscosidad del gas, cp

e) Tensión superficial.

La tensión superficial es una propiedad que resulta de las fuerzas de atracción entre las moléculas. Como tal solo se manifiesta en líquidos. Las fuerzas entre las moléculas en el seno de un líquido son iguales en todas direcciones y como resultado, ninguna fuerza neta se ejerce sobre ellas. Sin embargo, en la superficie las moléculas ejercen una fuerza que tiene una resultante en la capa superficial.

i) Tensión superficial del crudo.

La tensión superficial entre el aceite y el gas está dada por la siguiente expresión:

$$\sigma_o = (42.4 - 0.047T - 0.267^\circ \text{API}) \exp(-0.0007P) \quad (3.45)$$

donde:

T = temperatura, °F

P = presión, psia

σ_o = tensión superficial, Dinas/cm

En caso de que la presión se encuentre por arriba de la presión de burbuja, el fluido a transportar se encuentra en fase líquida, por lo tanto no es necesario realizar cálculos para la fase gas.

3.1.2 Cálculo de equilibrio termodinámico.

a) Cálculo de separación instantánea (flash).

La cantidad de fluido de hidrocarburo presente en la fase líquida o gaseosa a cualquier punto en el proceso se determina por el cálculo de separación instantánea (flash). Para una presión y temperatura, cada componente de la mezcla de hidrocarburos está en equilibrio. La fracción mol del componente en la fase gas depende no solo de la presión y temperatura, también de la presión parcial de cada componente. Por lo tanto, la cantidad de gas depende tanto de la composición total

del fluido, como de la fracción mol de cualquier componente en la fase gas que es función de la fracción mol de cada componente en esta fase.

Esto se describe mejor por la constante de equilibrio "K" para cada componente. El valor de "K" es función de la temperatura, presión, composición de la fase vapor y líquida. Esta se define como:

$$K_N = \frac{V_N / V}{L_N / L} \quad (3.46)$$

donde:

K_N = constante para el componente N a una temperatura y presión

V_N = moles del componente N en la fase vapor

V = total de moles en la fase vapor

L_N = moles del componente N en la fase líquida

L = total de moles en la fase líquida

Existe un gran número de gráficas que representan valores de "K" para los componentes importantes en una mezcla de hidrocarburos, como referencia puede consultarse (Arnold, 1995).

En muchas aplicaciones de campos petroleros la presión de convergencia está entre 2,000 y 3,000 psia, excepto a presiones muy bajas, que esta entre 500 y 1,500 psia. Si la presión de operación es mucho menor que la presión de convergencia, la constante de equilibrio no se afecta en gran medida por la elección de la presión de convergencia. Así, al utilizar una presión de convergencia de 2,000 psia se considera como una primera buena aproximación para muchos cálculos de separación instantánea. Cuando se requiere precisión, la presión de convergencia debe calcularse.

Si la K_N para cada componente y la relación del total de moles de la fase vapor y el total de moles la fase líquida para cada componente son conocidas (V/L) entonces las moles del componente N en la fase vapor (V_N) y las moles en la fase líquida (L_N) pueden calcularse de la siguiente forma:

$$V_N = \frac{K_N F_N}{1 + K_N (V/L)} \quad (3.47)$$

$$L_N = \frac{F_N}{K_N (V/L) + 1} \quad (3.48)$$

donde:

F_N = total de moles del componente "N" en el fluido

Para resolver cualquiera de las Ecuaciones 3.47 y 3.48, primero es necesario conocer la cantidad de (V/L), pero ya que V y L se determinen al sumar V_N y L_N , es necesario usar una solución iterativa. Esto se hace primero estimando (V/L), calculando V_N y L_N para cada componente, sumando hasta obtener los moles totales del gas (V) y el líquido (L), y después comparando el (V/L) calculado con el valor asumido. Al hacer este procedimiento, es de utilidad el utilizar la ecuación 3.48 suponiendo que K es igual a 1:

$$L = \frac{F}{1 + \left(\frac{V}{L}\right)} \quad (3.49)$$

b) Aproximación del cálculo de separación instantánea (Flash)

Muy frecuentemente, los cálculos de separación instantánea (flash) están involucrados y son sujetos a muchos errores al calcularse manualmente. Algunas veces es necesario estimar el volumen de gas que se espera se separe de la corriente de hidrocarburos a varias presiones.

Es por esto que se desarrollaron curvas de aproximación rápida para la separación instantánea de varios crudos a diferentes gravedades y presiones, como la que se muestra en la Figura 3.11:

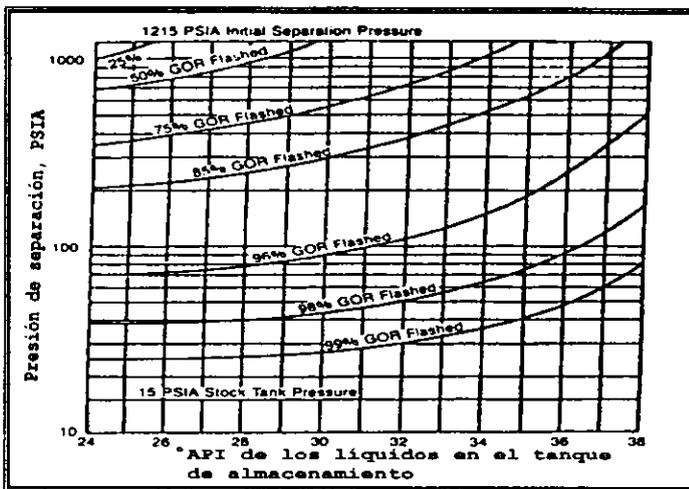


Figura 3.11 Estimación preliminar del % de la relación crudo-gas (GOR) separada

c) Caracterización de los flujos de las corrientes.

A partir del cálculo de la separación instantánea (flash) es posible determinar la composición molecular de los componentes líquidos y gaseosos y así determinar las propiedades y velocidades de flujo tanto de líquido como de gas, es decir, se puede obtener el peso molecular de la corriente líquida como gaseosa al aplicar reglas de mezclado y al hacer un balance de masa se obtendrían las velocidades de flujo de líquido y gas, para consulta de detalles véase (Arnold, 1995).

Muchas veces el diseñador conoce la fracción mol de cada componente en la alimentación pero no se le proporciona la velocidad de flujo molar para la corriente. Puede ser necesario estimar el número total de moles en la corriente de alimentación "F" para una velocidad de flujo de hidrocarburo esperada en el tanque de acumulación. Como una primera aproximación, puede suponerse que todo el hidrocarburo en el tanque de almacenamiento es caracterizado por el componente C_7 de la corriente. Así, la velocidad de alimentación en moles por día puede aproximarse por:

$$L \cong \frac{350(S.G.)_7 Q_1}{(MW)_7} \quad (3.50)$$

donde:

L = velocidad de flujo del líquido, moles/día

(S.G.)₇ = densidad relativa de C_7

(MW)₇ = peso molecular de C_7

Q_1 = velocidad de la corriente de líquido, bpd

La velocidad de flujo de la corriente de alimentación se calcula entonces como:

$$F = \frac{L}{(\text{Fracción Mol})_7} \quad (3.51)$$

donde:

F = velocidad de flujo de la corriente de alimentación, moles/día

(Fracción Mol)₇ = fracción mol del componente C_7 en la corriente de alimentación

d) Etapas de separación crudo-gas.

La separación por etapas se logra con una serie de separadores que operan a una presión subsecuentemente reducida. El líquido se descarga de un separador de alta presión hacia el próximo separador de baja presión. El propósito de la etapa de separación es obtener una máxima recuperación del hidrocarburo líquido del fluido del pozo y proveer una máxima estabilización de ambos efluentes, tanto gas como líquido.

Hay dos procesos que liberan gas (vapor) del hidrocarburo líquido bajo presión, se encuentra la separación flash (vaporización) y la separación diferencial (vaporización). La separación flash se logra cuando se reduce la presión del sistema, el líquido y el vapor permanecen en contacto, por ejemplo, esto ocurre cuando el gas (vapor) no se remueve del contacto con el líquido mientras que la reducción de presión en el sistema permite que el gas salga de la solución. Este proceso produce mayor cantidad de gas (vapor) y menor cantidad de líquido. La separación diferencial se realiza cuando el gas (vapor) se remueve del contacto con el líquido, mientras que la reducción de presión en el separador permite que el gas (vapor) salga de la solución. En este proceso se produce mas líquido y menos gas (vapor). En una instalación de separación de etapas múltiples, se obtienen ambos procesos de liberación de gas. Cuando el flujo del pozo fluye a través de estructuras, tuberías, reducciones, etc. se ocasiona una reducción de presión en el sistema con el gas en contacto con el líquido y de esta manera se presenta una separación instantánea "flash" y cuando el fluido pasa a través de un separador, donde la presión se reduce, también el gas y el líquido se separan y descargan por separado, esta es una separación diferencial.

Un separador crudo-gas ideal, desde el punto de vista de recuperación máxima, debe construirse de manera que reduzca la presión del fluido del pozo desde el yacimiento al entrar al recipiente cerca de la presión atmosférica en la descarga del separador. El gas y/o vapor se remueve del separador continuamente tan pronto como sea separado del líquido. Esta aplicación especial de vaporización diferencial o separación no es práctica y nunca se utiliza.

Algunos de los beneficios de un separador ideal pueden obtenerse a través del uso de etapas múltiples de separación. El número de etapas no tiene que ser grande para obtener un beneficio apreciable, como se puede ver en la Tabla 3.1 generalmente los límites económicos limitan el número de etapas de separación a tres o cuatro, pero cinco o seis darían condiciones más favorables de separación. Siete etapas de separación se han utilizado en grandes volúmenes de crudo, pero esas instalaciones son raras.

TABLA 3.1 Número de etapas vs. separación diferencial.

| Número de etapas de separación | Porcentaje aproximado de vaporización diferencial |
|--------------------------------|---|
| 2 | 50 |
| 3 | 75 |
| 4 | 90 |
| 5 | 96 |
| 6 | 98.5 |

Las relaciones de presiones de operación entre etapas en una separación de etapas múltiples puede aproximarse por medio de las siguientes ecuaciones:

$$F = \sqrt[n_i]{\frac{P_1}{P_s}} \quad (3.52)$$

$$P_2 = \frac{P_1}{F} = P_s F^{n_i-1} \quad (3.53)$$

$$P_3 = \frac{P_2}{F} = P_s F^{n_i-2} \quad (3.54)$$

donde:

F = relación presión de etapa $P_1/P_2 = P_2/P_3 = P_n/P_s$

n_i = número de interetapas (número de etapas - 1)

P_1 = presión del separador primera etapa, psia

P_2 = presión del separador segunda etapa, psia

P_3 = presión del separador segunda etapa, psia

P_s = presión del tanque de almacenamiento, psia

Los cálculos de equilibrio para la separación súbita (flash) deben hacerse para varias condiciones de presión y temperatura y poder determinar las condiciones en que se acumule más líquido en el tanque de almacenamiento, sin embargo, las ecuaciones anteriores pueden dar una aproximación práctica y utilizarse cuando no se tiene otra información disponible. La Fig. 3.12 muestra un diagrama de flujo de sistemas de separación típicos de dos, tres y cuatro etapas.

Se considera normalmente que se obtienen dos etapas de separación cuando un separador crudo-gas se utiliza en conjunto con un tanque de almacenamiento. Tres etapas de separación se obtienen cuando dos separadores se utilizan en serie a diferentes presiones en conjunción con un tanque de almacenamiento. El tanque de almacenamiento se considera una etapa de separación, debido a que el gas contenido en solución en el crudo se logra separar después de un período de algunos minutos o algunos días y se maneja una presión por debajo de la presión de operación del separador de baja presión. Los vapores se capturan a través de un sistema de recuperación de vapor.

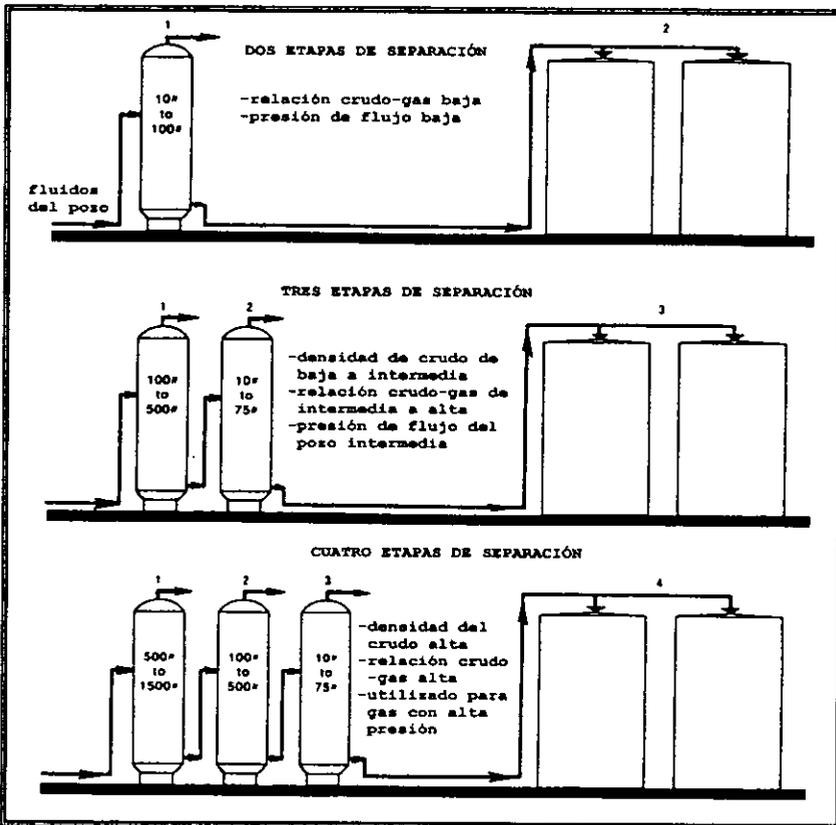


Figura 3.12 Diagrama de flujo para dos, tres y cuatro etapas de separación.

3.2 Consideraciones Económicas de las Etapas de Separación.

El grado de aplicación de una etapa de separación puede depender de dos consideraciones: los términos para el contrato de venta de gas y el precio de los hidrocarburos líquidos y gaseosos.

Si el gas sólo se vende en volumen, normalmente será deseable quitar la mayoría de los vapores condensables de éste. Si por otra parte el gas, se vende en estado líquido, se puede permitir que los vapores condensables permanezcan en el gas, dependiendo de la localización y condiciones de las instalaciones.

Si el hidrocarburo líquido se vende sobre la base de volumen y grados API, normalmente es deseable remover los vapores condensables del gas y adicionarlos al líquido para aumentar su precio de venta. Si por otro lado, si el líquido se vende únicamente sobre la base de volumen, se puede permitir dejar los vapores condensables en el gas.

Además, se debe tomar en cuenta lo siguiente para la aplicación de las etapas de separación: (1) características físicas y químicas del fluido líquido, (2) la presión y temperatura del flujo del yacimiento, (3) presión de operación de los sistemas de recolección de gas disponible y (5) instalaciones para el transporte de líquidos.

Por otro lado se deben realizar cálculos de equilibrio para la separación súbita (flash) en cada instalación en particular, haciendo pruebas de campo y/o cálculos de equilibrio basados sobre pruebas de los fluidos del pozo con el fin de determinar el número óptimo de etapas de separación para cada instalación.

a) Estabilización de los hidrocarburos líquidos separados.

Si un separador crudo-gas se opera a vacío y/o a temperatura más elevada que la temperatura de la corriente del pozo, los hidrocarburos líquidos que fluyen a través del separador contendrán más gas y/o vapores que se tienen que remover, entonces se debe utilizar una unidad de estabilización que tiende a estabilizar el líquido y como resultado obtener menos pérdidas de gas y vapores condensables en los tanques de almacenamiento, al utilizar una unidad estabilizadora como la mostrada en la Figura 3.13, la productividad del tanque de almacenamiento se incrementa de un 10 a 15% en relación a la obtenida con la separación dos fases comúnmente utilizada.

Cuando se utiliza una unidad estabilizadora de este tipo, es necesario instalar un separador corriente arriba del estabilizador para remover el gas del líquido y poder descargar el líquido al

estabilizador. El líquido descargado por el estabilizador hacia el tanque se estabiliza por completo teniendo una presión de vapor Reid de 11 a 13 psi que es menor que la presión atmosférica. Por lo tanto, no debe haber pérdidas de gas o vapor en los tanque de almacenamiento. En algunas instalaciones el costo inicial de un estabilizador puede ser menor que el costo inicial los separadores crudo-gas multietapas. El uso de una unidad de estabilización puede resultar en una recuperación comparable con cuatro o seis etapas de separación. Cada instalación nueva debe estudiarse para determinar si debe utilizarse un estabilizador. Si se manejan líquidos altamente volátiles, el uso de estabilizadores puede resultar en un aumento en las ganancias.

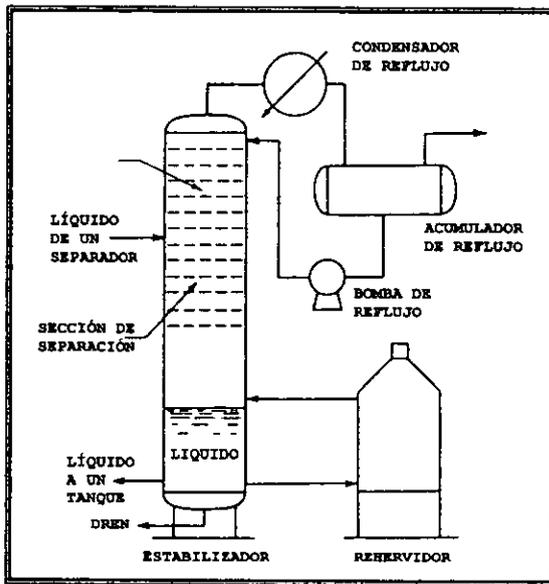


Figura 3.13 Esquema de una unidad de estabilización utilizada para estabilizar o incrementar la producción de hidrocarburos líquido

Capítulo 4
Teoría y Reglas Heurísticas
Fundamentales para el
Dimensionamiento de Separadores
Crudo-Gas Convencionales

4. TEORIA Y REGLAS HEURÍSTICAS FUNDAMENTALES PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES CRUDO-GAS CONVENCIONALES.

4.1 Fundamentos de la Separación de Mezclas Líquido-Gas.

A continuación se describirán los principales factores que gobiernan la separación de mezclas de líquido y gas y la forma en que afectan la eficiencia de los separadores:

4.1.1 Mecanismos de separación.

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

a) Separación por gravedad.

Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador por gravedad de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas. El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo.

En los separadores el asentamiento por gravedad tienen lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce como sección de asentamiento por gravedad.

Si el flujo es vertical ascendente, como en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad terminal.

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

Para calcular la velocidad de asentamiento, se puede establecer el siguiente balance de fuerzas que actúan sobre una partícula de líquido en una corriente de gas:

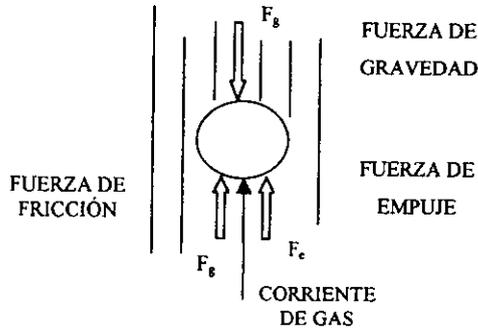
$$\left(\begin{array}{l} \text{fuerza total que actúa} \\ \text{sobre la partícula} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{fuerza de} \\ \text{gravedad} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{fuerza de} \\ \text{empuje} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{resistencia por} \\ \text{fricción} \end{array} \right)$$

o sea:

$$F_T = F_g - F_c - F_f \quad (4.1)$$

Sustituyendo cada término por su valor queda:

$$\rho_P V_P \frac{dV_t}{dt} = \frac{\rho_P V_P g}{g_c} - \frac{\rho_g V_P g}{g_c} - \frac{C_D A_P \rho_P V_t^2}{2g_c} \quad (4.2)$$



donde:

ρ_P = densidad de las gotas de líquido, lb/ft³

ρ_g = densidad del gas a presión y temperatura de operación, lb/ft³

V_t = velocidad de asentamiento o terminal de una gota de líquido, ft/seg

V_p = volumen de la gota de líquido, ft³

g = aceleración de la gravedad, ft/seg²

g_c = constante de proporcionalidad, 32.17

C_D = coeficiente de fricción o arrastre, adimensional

A_P = área de la gota de líquido proyectada contra el flujo de gas, ft²

Dividiendo 4.2. entre $\rho_P V_P$

$$\frac{dV_t}{dt} = \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_P}\right) \frac{g}{g_c} - \frac{C_D A_P \rho_P V_t^2}{2\rho_P V_P g_c} \quad (4.3)$$

Tomando en cuenta que la velocidad de asentamiento es constante, el primer término es cero, y al despejar V_t se obtiene:

$$V_t = \left[\frac{2g\rho_P V_P (\rho_P - \rho_g)}{C_D A_P \rho_P g_c} \right]^{1/2} \quad (4.4)$$

Considerando las gotas de líquido como partículas esféricas y rígidas su volumen es $\pi d_p^3/6$ y su área es $\pi d_p^2/4$

Por lo tanto.

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{2d_p}{3}$$

Sustituyendo en 4.4

$$V_t = \left[\frac{4(\rho_p - \rho_g)d_p g}{3C_D \rho_g} \right]^{1/2} \quad (4.5)$$

El coeficiente de arrastre C_D se puede calcular por medio de la Figura 4.1, donde se gráfica contra el número de Reynolds (NR_e)

Para objeto de diseño de separadores se ha comprobado que:

$$C_D = \frac{24}{R_e}$$

Que corresponde a la sección recta de la Fig. 4.1

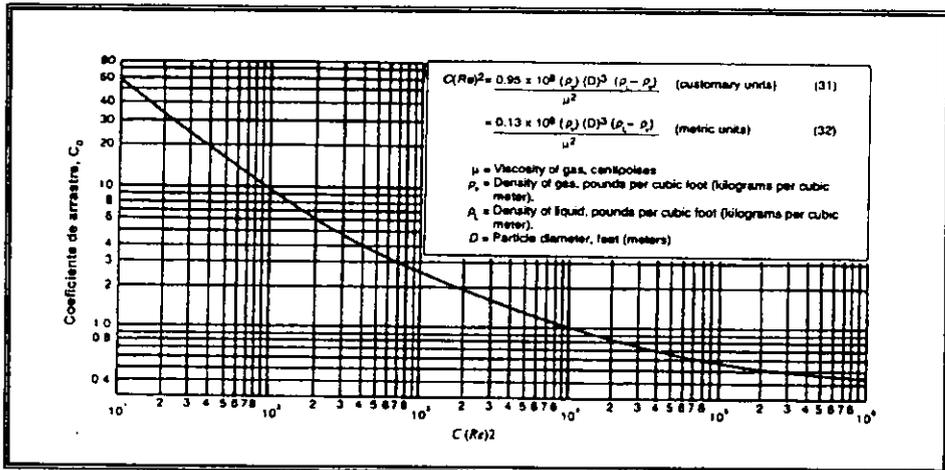


Figura 4.1 Determinación del coeficiente de arrastre

Combinando las expresiones anteriores, queda:

$$C_D = \frac{24\mu_g}{V_t d_p \rho_g}$$

Al sustituir C_D en 4.5 esta ecuación toma la forma de la ley de Stokes:

$$V_t = \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \quad (4.6)$$

Cuando el flujo de gas en la sección de separación es horizontal, la velocidad de asentamiento es aquella a la cual las partículas suspendidas viajan a través de la corriente de gas. Esta velocidad puede utilizarse para determinar el tiempo de residencia requerido para que la partícula de un tamaño dado, se deposite desde la parte superior hacia el fondo de la sección de separación.

Tanto en los separadores verticales como horizontales, las altas velocidades inducen turbulencia a la corriente de gas, ocasionando que algunas partículas de líquido sean arrastradas en el flujo de gas.

b) Separación por fuerza centrífuga.

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser varios cientos de veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas. Este principio mecánico de separación se emplea en un separador tanto en la sección de separación primaria así como en algunos tipos de extractores de niebla.

La ley de Stokes puede aplicarse al proceso de separación centrífuga, sustituyendo "g" por la aceleración debida a la fuerza centrífuga "a", entonces:

$$V_t = \frac{ad_p^2(\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g} \quad (4.7)$$

donde:

a = aceleración debida a la fuerza centrífuga, ft/seg²

μ_g = viscosidad del gas, lb/ft seg

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

$$F_c = \frac{m_p V_m^2}{r} \quad (4.8)$$

F_c = fuerza centrífuga actuando sobre una partícula de líquido, lb/seg²

m_p = masa de una partícula de líquido, lb

r = radio de la circunferencia que describe una partícula de líquido en su movimiento, ft

V_m = velocidad media de una partícula de líquido suspendida en el gas, ft/seg

S = trayectoria radial de una partícula de líquido, ft

N = número de vueltas realizadas en el extractor de niebla tipo centrifugo por una partícula de líquido adimensional

combinando la ecuación anterior con las siguientes expresiones:

$$F_c = m_p a \text{ y } S = 2\pi r N$$

resulta:

$$a = \frac{2\pi N V_m^2}{S} \quad (4.9)$$

sustituyendo 4.7 en 4.5 y despejando d_p :

$$d_p = \left[\frac{9\mu_g S}{\pi N V_m (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad (4.10)$$

Con la fórmula anterior se puede calcular el tamaño de las partículas de líquido que se pueden separar por fuerza centrifuga.

c) Separación por choque.

Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido que viajan en el flujo de gas. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde se adhieren.

La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla de álabes y mallas entretrejidas.

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

$$S_p = \frac{d_p^2 \rho_g V_i}{18\mu_g} \quad (4.11)$$

donde:

S_p = distancia de paro de una partícula líquida, ft

V_i = velocidad inicial de una partícula de líquido, ft/seg

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

4.1.2 Principales factores que afectan la eficiencia de separación de gas y líquido.

A continuación se describen los principales factores que afectan la eficiencia de la separación gas y líquido:

a) Tamaño de las Partículas de Líquido.

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

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

Generalmente se especifica en los equipos de separación, que el arrastre no es mayor que 0.1 gal/MMft^3 . Una partícula de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber 720,000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie cúbico de gas, sin que se exceda la especificación aludida.

b) Distribución del tamaño de las partículas de líquido y el volumen de líquido que entra al separador.

Estos aspectos están íntimamente ligados en la eficiencia de separación. Para ilustrarlo se puede analizar la siguiente situación:

Considérese, que un separador se instala, para separar un volumen de 2000 galones por cada millón de pies cúbicos de gas. De este volumen de líquido, 0.5 galones están formados por partículas menores de 10 micras. Si el separador tiene una eficiencia de 80% para separar partículas menores de 10 micras, entonces su eficiencia será del 100%. Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por pie cúbico de gas, todo formado por partículas menores de 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80% y habrá un arrastre de líquido en el flujo de gas de 4 galones por millón de pie cúbico de gas. Así, aunque el separador funcionara bien no sería adecuado.

De lo anterior se concluye que, en la selección del equipo de separación para un determinado problema, se deben considerar como aspectos importantes, la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

c) Velocidad del gas.

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

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

d) Presión de separación.

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

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

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

e) Temperatura de separación.

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

Sin embargo, al utilizar una temperatura baja de separación, se deben considerar los siguientes aspectos:

- a) La separación a temperatura baja necesita equipo de enfriamiento adicional.
- b) Se presentan otros problemas de operación, tal como la formación de hidratos.

En consecuencia, para obtener la temperatura óptima de separación, desde el punto de vista de recuperación de líquidos es necesario considerar todos los aspectos mencionados.

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

f) Densidades de líquido y gas.

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

g) Viscosidad del gas.

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

h) Tiempo de residencia.

El líquido puede retenerse en el separador por cierto tiempo para que el líquido y el gas alcancen el equilibrio bajo presiones de trabajo. El tiempo de residencia se define como el tiempo promedio en que una molécula de líquido se retiene en el recipiente bajo flujo bache o tapón. Así, el

tiempo de residencia es el volumen del líquido almacenado dividido por la velocidad de flujo del líquido.

4.2 Aspectos Importantes para el Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas.

La función del separador es separar la entrada, que contiene agua, hidrocarburos y gas en dos fases que son relativamente libres una de la otra a los puntos de operación dados. Las técnicas de dimensionamiento están basadas sobre fórmulas empíricas y teóricas que han trabajado bastante bien en la práctica. Los separadores se diseñan para el manejo simultáneo de ciertas capacidades de gas, crudo y agua. Estas capacidades se basan comúnmente en la teoría de acumulación o en la teoría de tiempo de residencia. Ambas teorías tienen limitantes y la literatura concluye diferente en favor de cualquier teoría. Ambas teorías se utilizan frecuentemente en conjunto en donde la teoría de acumulación se aplica a la separación de la fase gas y la teoría del tiempo de residencia a la separación de la fase líquida.

4.2.1 Teoría de acumulación.

La teoría de acumulación es una abstracción del proceso real que considera las velocidades de las fases a través del separador y la velocidad de acumulación de muchas burbujas y gotas. La teoría de acumulación se ha aplicado con éxito en el diseño de muchas otras unidades tales como los tanques de acumulación o "skimmers". Para la aplicación de la teoría de acumulación en el diseño de separadores se debe suponer que las gotas y burbujas actúan como partículas esféricas, y estas se acumulan por el estancamiento de la fase continua por medio de las fuerzas de gravedad.

4.2.2 Teoría del tiempo de residencia.

La teoría del tiempo de residencia utiliza datos experimentales de acumulación y coalescencia para aproximar el tiempo en que las fases deben salir del recipiente con la separación deseada. Una limitante para la teoría del tiempo de residencia es que las pruebas del tiempo de residencia restringen la libertad en el diseño de los separadores. Por una parte, deben realizarse pruebas sobre un fluido a la presión y temperatura de operación del separador y además, las pruebas de tiempo de residencia se desarrollan en un tanque con cierta cantidad de agua y crudo, el espesor de la almohadilla utilizada para las pruebas debe ser similar al espesor de la almohadilla del diseño del separador. Típicamente, los tiempos de residencia están dentro del intervalo de 30 seg. a 3 min. En caso de espumamiento o emulsiones severas el tiempo de residencia aumenta hasta cuatro veces. Sin embargo, esas situaciones requieren el uso de químicos.

En un separador vertical, las partículas líquidas se remueven del gas y en contra de la columna de gas se acumulan descendentemente. Por el contrario, en un separador horizontal, el patrón de una partícula líquida a separarse del gas cuando fluye a través del recipiente se asemeja a la trayectoria de una bala disparada por una pistola. La diferencia en el patrón de flujo de las partículas líquidas separadas indican que un separador horizontal de un diámetro y longitud dado, puede separar un volumen mayor de fluido de pozo que un separador vertical del mismo tamaño. Esto es cierto generalmente, pero el nivel de líquido debe mantenerse en un separador horizontal monotúbico ya que puede resultar contraproducente manejar un nivel alto de líquido.

4.2.3 Niveles de fase y trayectoria de acumulación crítica.

En un separador de dos fases se cuenta con 5 niveles relacionados con el nivel de líquido que son: nivel normal, bajo, bajo-bajo, alto y alto-alto. Los niveles alto y bajo son alarmas de nivel, notifican al operador de posibles malfuncionamientos. Los niveles de bajo-bajo y alto-alto son niveles del líquido que si se alcanzan, se cerrará o se abrirá el sistema de separación automáticamente. Así, la separación especificada debe tomar lugar cuando el nivel de líquido está entre el nivel alto y bajo.

Los patrones de acumulación crítica están relacionados con la distancia de traslado máxima en la sección de acumulación por gravedad durante operaciones de flujo transiente normal. Los patrones de acumulación crítica en un separador dos fases se representan en la Fig. 4.2. Los compartimentos de gas deben diseñarse para que las gotas de crudo y agua se acumulen y un gas relativamente libre de líquido pueda fluir fuera del separador para procesarse después en los compresores o lavadores de gas.

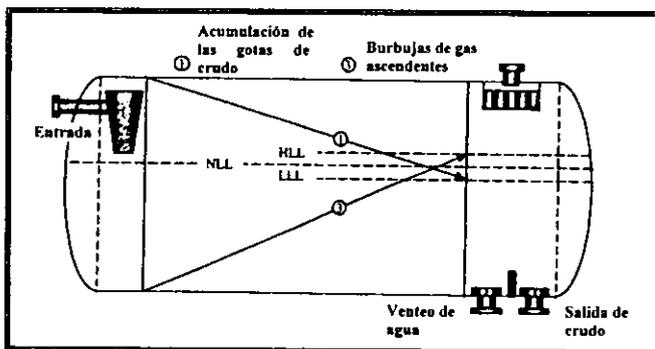


Figura 4.2 Patrones de acumulación crítica en un separador de dos fases

El compartimento de crudo debe diseñarse para que el gas y el agua puedan dejar la fase y ésta pueda continuar hacia otro separador potencial corriente abajo. Como la velocidad de acumulación de las gotas de agua en la fase continua (crudo) es baja, no se debe esperar acumulación por gravedad de la misma partícula en el compartimento de gas. Ya que estas gotas de vapor tienen mucho más velocidad de acumulación en la fase gas que en la líquida, el tiempo en que tardan estas en caer es muy pequeño.

Así, en un separador de dos fases el compartimento de crudo se diseña basado en la velocidad de acumulación crítica de cierto tamaño de burbuja de gas (normalmente en el intervalo de 100 a 500 micrones).

Antes de continuar es necesario aclarar algunas definiciones y criterios:

Holdup. Se define como el tiempo necesario para disminuir el nivel de líquido desde el nivel normal (NLL) hasta el nivel mínimo (LLL) manteniendo un flujo de salida normal sin recirculación.

Tiempo de aumento súbito (surge time). Se define como el tiempo que toma el nivel de líquido en incrementar desde nivel normal (NLL) hasta el nivel máximo (HLL) manteniendo una alimentación normal sin salida de flujo. Algunas fuentes establecen al aumento súbito como el volumen entre volumen bajo (LLL) y alto (HLL) del líquido.

El tiempo de "holdup" se define como la cantidad de líquido requerida para mantener un buen control y seguridad en la operación de equipos después de salir del separador. El tiempo de aumento súbito se basa típicamente en los requerimientos de acumulación de líquidos como resultado de las variaciones o disturbios corriente abajo o corriente arriba del separador, por ejemplo, los baches imprevistos que entran al separador. En ausencia de los requerimientos específicos, el tiempo de aumento súbito puede tomar la mitad del valor del tiempo de "holdup".

4.3 Fundamento Teórico de los Métodos de Dimensionamiento de Separadores Crudo-Gas Convencionales.

Las bases de los métodos de dimensionamiento de separadores convencionales se han descrito por Arnold & Stewart (1995) y Bradley (1992). Típicamente, estos métodos asumen que el recipiente se llena con líquido hasta la mitad. Sin embargo, Svrcek & Monnery (1993) delinear los procedimientos de dimensionamiento para un manejo más amplio que está más cerca de lo que se practica. Estos procedimientos se ensayan manualmente, requieren la aplicación de muchas reglas de dedo y el error puede existir.

Muchas unidades geoméricamente diferentes para la separación de fluidos producidos a partir de reservas de hidrocarburos han aparecido a través de la historia. Existen varios procedimientos de dimensionamiento para separadores de dos fases. El procedimiento principal es el propuesto por Svrcek que incluye control interfacial; pero por otro lado, existe un método de dimensionamiento de separadores horizontales propuesto por Grödal & Realf (1999) el cual determina el diseño óptimo de separadores horizontales.

Primero, se establecerá la teoría básica para cada método, después se describirán los procedimientos de dimensionamiento tanto vertical como horizontal aplicándolos en un caso de estudio y finalmente se comparará cualitativamente los diseños convencionales con los no convencionales.

4.3.1 Fundamento teórico para la estimación del dimensionamiento y capacidades de los separadores crudo-gas propuesto por Bradley.

Este procedimiento de dimensionamiento se basa en las capacidades de crudo y gas de los separadores, que varían de acuerdo a los siguientes factores:

1. Tamaño (diámetro y longitud) del separador
2. Diseño y arreglo de los internos del separador
3. Número de etapas de separación
4. Presión y temperatura en el separador
5. Propiedades físicas y químicas del fluido del pozo (densidad relativa, viscosidad, equilibrio de fases, etc.)
6. Variación de la relación líquido-gas
7. Tamaño y distribución de las partículas líquidas en el gas dentro del separador antes de pasar por el extractor de niebla
8. Mantenimiento del nivel de líquido
9. Patrón de flujo del pozo, estable o intermitente
10. Contenido de materiales extraños en el fluido del pozo
11. Tendencia a la formación de espuma en el crudo
12. Condiciones físicas del separador y de sus componentes
13. Otros factores

Los puntos 5 y 7 no se conocen generalmente con gran detalle y exactitud para permitir el cálculo exacto del tamaño y desempeño del separador. Sin embargo, tales cálculos pueden basarse en datos empíricos y suposiciones con el fin de presuponer y comparar. Cuando el separador se dimensiona para un desempeño máximo y su funcionamiento debe garantizarse, los puntos 5 y 7 son muy importantes y deben estar disponibles para el diseñador.

La base de este método consiste en determinar la velocidad máxima de gas en el separador crudo-gas que permita la separación de niebla líquida del gas, esto puede calcularse con una derivación de la ley de Stokes de la siguiente forma:

$$v_g = F_{co} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (4.12)$$

donde:

v_g = velocidad máxima permisible de gas, ft/seg

F_{co} = factor de configuración y operación (empírico, ver Figura 4.3 para los valores)

ρ_L = densidad del líquido a las condiciones de operación, lb/ft³

ρ_g = densidad del gas a condiciones de operación, lb/ft³

El valor de F_{co} en la Ec. 4.12 es una variable independiente empírica; que incluye todos los factores que afectan la separación del líquido y el gas en un separador crudo-gas excepto (1) el factor de compresibilidad del gas, (2) presión base y operativa, (3) temperatura base y operativa, (4) densidad de los fluidos a separarse. El F_{co} está comprendido y varía con la relación longitud/diámetro (L/D), la configuración del recipiente separador, el diseño de los internos del separador, la profundidad del líquido en el separador, la tendencia a la formación de espuma, flujo tapón u ondulado de gas, flujo intermitente o estable de líquido, relación gas/líquido, presencia de materiales extraños e impurezas y el grado de separación requerida. La F_{co} varía en proporción directa a la relación L/D . De las variables listadas anteriormente que son dependientes de la F_{co} , la relación de L/D del recipiente separador es la más dominante. El uso de arreglos de álabes o cilindros, baffles, elementos deflectores de entrada puede incrementar el valor de F_{co} y la capacidad de separación del separador.

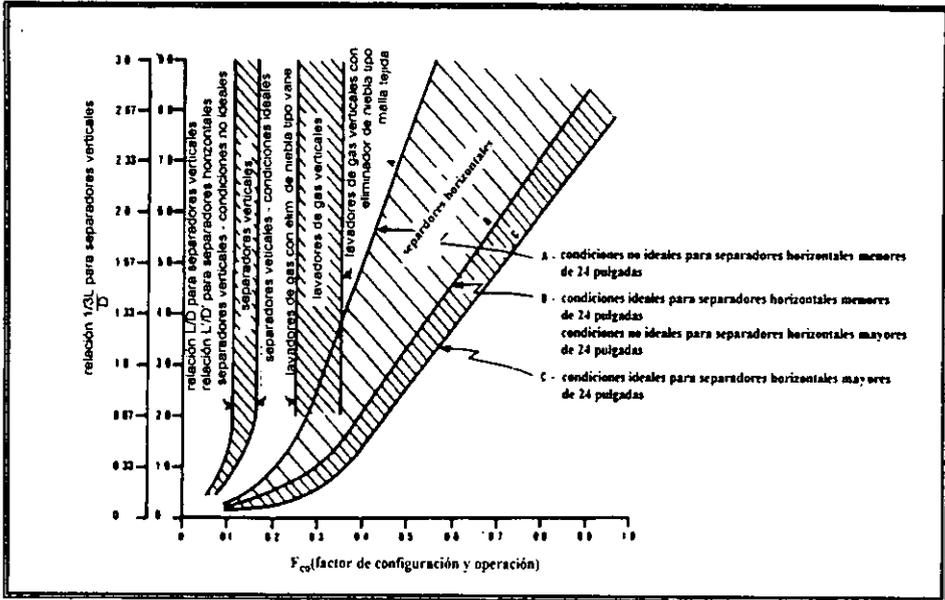


Figura 4.3 Factor de configuración y operación para separadores crudo-gas

La velocidad máxima permisible del gas v_g de la Ec. 4.12 es la velocidad máxima en que el gas puede fluir en el separador y obtener la calidad de separación líquido-gas deseada. Solo el área abierta disponible del separador para el flujo de gas se considera para el cálculo de esta capacidad. La capacidad de separación de gas de un separador crudo-gas se expresa de la siguiente forma:

$$q_g = A_g * v_g \quad (4.13)$$

donde:

q_g = volumen del gas que fluye a través del separador, ft^3/seg

A_g = área de sección transversal del separador para el flujo de gas, ft^2

v_g = velocidad del gas, ft/seg

La ρ_g de la Ec. 4.12 se calcula por medio de la Ec. 4.14 de la siguiente manera:

$$\rho_g = \frac{pM_g}{Z_g RT} \quad (4.14)$$

donde:

P = presión de operación del separador, $psia$

M_g = peso molecular del gas

Z_g = factor de compresibilidad del gas

R = constante del gas, 10.732

T = temperatura de operación, °R

Sustituyendo en la Ec. 4.13 se obtiene el valor de v_g :

$$q_g = A_g F_{co} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (4.15)$$

Capacidad de gas.

Cuando la Ec. 4.15 se corrige por la compresibilidad, presión y temperatura y cuando las unidades se cambian a ft³/día, la ecuación se convierte en:

$$q_g = 86400 A_g F_{co} \left(\frac{1}{Z_g} \right) \left(\frac{P}{P_b} \right) \left(\frac{T}{T_b} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (4.16)$$

donde:

P_b = presión base, psia

T_b = temperatura base, °R

Capacidad de crudo.

La ecuación anterior puede reordenarse para encontrar el área ocupada por el gas de la siguiente forma:

$$A_g = \frac{q_g}{86400 F_{co} \left(\frac{1}{Z_g} \right) \left(\frac{P}{P_b} \right) \left(\frac{T_b}{T} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2}} \quad (4.17)$$

La Ec. 4.16 se utiliza para calcular el volumen de crudo en el separador de un tamaño dado, que se opera bajo ciertas condiciones. La Ec. 4.17 se utiliza para calcular el tamaño del separador requerido para manejar un volumen de gas, bajo ciertas condiciones de operación.

Cuando las Ecuaciones 4.16 y 4.17 se utilizan para separadores horizontal, A_g es el área para el flujo de gas. El área ocupada por el líquido debe excluirse. En un separador vertical, A_g es el área de sección transversal interna completa del recipiente.

El intervalo de valores de F_{co} normalmente utilizados en las Ecs. 4.16 y 4.17 son los siguientes: para separadores verticales, el intervalo está entre 0.10 y 0.167, y para los separadores horizontales, el intervalo es de 0.35 a 0.707. Los valores de F_{co} pueden obtenerse a través de la Fig. 4.3. Para cualquier relación L/D de un separador dado, pueden utilizarse los valores de F_{co} indicados en la Fig. 4.3, la experiencia ayuda en la selección del valor óptimo de F_{co} . Los valores no ideales

(conservadores) de F_{∞} pueden resultar en velocidades de gas altas y como resultado recipientes largos. El uso de valores ideales de F_{∞} para condiciones (no conservadoras) pueden resultar en velocidades de gas altas, y como consecuencia recipientes pequeños. Cuando el crudo y el gas tienden a separarse y las condiciones de operación ideales predominan, pueden utilizarse los valores (no convencionales) de F_{∞} ; cuando las condiciones son las menos ideales, por ejemplo, si se tiene un flujo intermitente, presiones y temperaturas de operación altas u existen movimientos o vibración excesivos en la plataforma, deben utilizarse los valores no ideales (conservadores). Para el caso de condiciones de operación desconocidas, también deben utilizarse los valores no ideales (conservadores) de F_{∞} . Cuando se gana experiencia en un campo petrolero, área de proceso o un área en particular es posible y práctico el uso de valores altos de F_{∞} , esto es cuando se alcanza el balance óptimo entre el costo y el funcionamiento.

Los valores de F_{∞} para los separadores horizontales son más elevados que para los separadores verticales. El valor típico de F_{∞} para un separador vertical es 0.167 para un separador horizontal el valor típico de F_{∞} es 0.500.

Si se utiliza el valor apropiado de F_{∞} en la Ec. 4.16 todas las partículas líquidas mayores de 100 μm deberán removerse por medio de separación por gravedad antes de pasar por el extractor de niebla. Si se utiliza un extractor de niebla diseñado y dimensionado adecuadamente, todas las partículas líquidas mayores de 10 μm se removerán con la ayuda del eliminador de niebla.

El intervalo de relaciones de longitud/diámetro (L/D) para los separadores crudo-gas que son adecuados, dependiendo de cada requerimiento de capacidad de acuerdo con Bradley cae dentro de la relación mínima de 1.0 a 2.0 y máxima de 8.0 a 9.0. Es decir, no solo un diámetro y una longitud puede satisfacer la capacidad requerida para un separador; varias series de relaciones de tamaños L/D pueden utilizarse para cada aplicación.

En relación a sus dimensiones en un separador vertical, la entrada del fluido del pozo se localiza cerca de 1/3 de la longitud de la coraza debajo de la tapa, el flujo de gas del recipiente sale por la parte superior del recipiente, el líquido (crudo) desciende hacia la salida que se localiza en el fondo del recipiente. Así, el volumen de gas o el volumen de líquido determina el diámetro requerido para el separador. Si el volumen de gas determina el tamaño del recipiente, la relación L/D del recipiente debe ser desde 2 hasta 3; si el volumen de líquido determina el tamaño del separador, la relación L/D debe ser desde 2.0 hasta 6.0.

Para los separadores horizontales, la relación L/D del recipiente debe caer en el intervalo de 2.0 a 6.0. El gas y el líquido sumados determinan el tamaño del separador horizontal, esto se debe a

que los dos fluidos fluyen concurrentemente a través del recipiente desde el inicio de la entrada hasta el fin de la salida.

Para los separadores verticales se utiliza la L/D ó $1/3$ de la L/D para determinar el valor de F_{co} por medio de la Fig. 4.3. Al determinar la capacidad de separación del gas de un separador vertical, este método considera que el separador cuenta con un eliminador de niebla colocado entre la entrada del fluido del pozo y la salida del gas.

Para las configuraciones horizontales en lugar de una L/D debe utilizarse una L'/D' para determinar el valor de F_{co} .

La capacidad de separación de líquido de la mayoría de los separadores crudo-gas se controla por el tiempo de retención o residencia. Este tiempo varía usualmente de 20 segundos a 1 ó 2 horas, dependiendo de muchos factores. Para el tiempo de residencia de un sistema que tiene que separar agua del crudo, el líquido debe estar relativamente quieto y libre de agitación. El tiempo de residencia para la separación de dos fases es típicamente de 30 segundos a 2 minutos.

Los separadores pueden dimensionarse por medio de su capacidad de líquido a través de dos vías, una de estas se basa sobre los datos de prueba del fluido a separarse, el otro camino es el dimensionamiento en base a la experiencia en el fluido separado en las zonas y pozos de producción cercanos, existen curvas de aproximación para las capacidades de crudo y gas que pueden utilizarse reversiblemente para determinar (1) el tamaño del separador requerido para separar un volumen dado de fluido bajo ciertas condiciones de operación y (2) el volumen de fluido que se podría manejar en un separador dado bajo ciertas condiciones de operación Figuras 4.5-4.8 (véase Apéndice).

4.3.2 Fundamento teórico para el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Arnold & Stewart.

Arnold & Stewart manifiestan que las gotas de líquido se acumulan en la sección de acumulación por gravedad, a una velocidad determinada por medio de la ecuación de fuerza de gravedad sobre la gota y la fuerza de arrastre ocasionada por el movimiento relativo de la fase continua del gas.

La fuerza de arrastre se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$F_D = C_D A \rho \left[\frac{V_r^2}{2g} \right] \quad (4.18)$$

donde:

F_D = fuerza de arrastre, lb

C_D = coeficiente de arrastre

A = área de sección transversal de la gota, ft²

ρ = densidad de la fase continua, lb/ft³

V_i = velocidad de la gota, ft/seg

g = constante de gravedad

Si el flujo alrededor de la gota fuese laminar, entonces la Ley de Stokes la gobernaría y:

$$C_D = \frac{24}{R_e} \quad (4.19)$$

donde:

R_e = número de Reynolds

La velocidad de acumulación de la gota está dada por:

$$V_i = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta S.G.) d_m^2}{\mu} \quad (4.20)$$

donde:

$\Delta S.G.$ = diferencia entre la densidad relativa referente al agua, entre la gota y el gas

d_m = diámetro de la gota, micrón

μ = viscosidad del gas, cp

Desafortunadamente para el diseño de instalaciones de producción, la Ley de Stokes no gobierna el fenómeno, y deben utilizarse formulas más complejas para el coeficiente de arrastre:

$$C_D = \frac{24}{R_e} + \frac{3}{R_e^{1/2}} + 0.34 \quad (4.21)$$

Igualando la fuerza boyante y de arrastre, la velocidad terminal de acumulación es dada por:

$$V_i = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad (4.22)$$

donde:

ρ_l = densidad del líquido, lb/ft³

ρ_g = densidad del gas a presión y temperatura del separador, lb/ft³

Las dos ecuaciones anteriores pueden resolverse iterativamente.

Según Arnold para muchas aplicaciones son suficientes tiempos de residencia de 30 seg a 3 min. Cuando se presenta espumamiento del crudo el tiempo de residencia aumenta hasta cuatro veces de lo normal.

4.3.3 Fundamento teórico para el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svrcek & Monnery.

Svrcek & Monnery también utilizan la Ecuación 4.5 para obtener la velocidad terminal constante haciendo el mismo balance de fuerzas sobre la gota de líquido. Sin embargo, manifiestan que la velocidad del gas debe ser menor que la velocidad terminal ($U_v < U_T$), de manera que pueda haber una acumulación. Típicamente la velocidad de vapor vertical permisible, U_v , se encuentra entre $0.75U_T$ y U_T ; por otra parte la Ecuación 4.5 puede reorganizarse como una Ecuación del tipo Sauters-Brown:

$$U_T = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (4.23)$$

donde:

$$k = \sqrt{\frac{4gD_p}{3C_D}} \quad (4.24)$$

C_D = coeficiente de arrastre

D_p = diámetro de la gota, ft

ρ_L = densidad del líquido, lb/ft³

ρ_v = densidad del vapor, lb/ft³

g = constante gravitacional, ft/seg²

Prácticamente, las gotas muy pequeñas no pueden separarse solo por gravedad. Estas gotas deben coalescer para formar gotas más grandes y poder acumularse por gravedad. Los dispositivos de coalescencia fuerzan al gas hacia un camino tortuoso, y el momentum de las gotas ocasiona que choquen con otras gotas o con el dispositivo de coalescencia, formando gotas más grandes. El diámetro de las gotas aglomeradas no es predecible adecuadamente así que los valores de k para extractores de niebla son típicamente empíricos. Existen varias fuentes para los valores de k tal como Gas Processor's Supplier Association (GPSA), se han ajustado numerosas publicaciones técnicas y recomendaciones de proveedores y se dan en la Tabla 4.1.

Si no se desea extractor de niebla, se recomienda utilizar la mitad de los valores de la Tabla 4.1 o si el tamaño de gota de líquido se conoce, el valor "teórico" de k puede calcularse a partir de la Ecuación 4.24. Este procedimiento ha ajustado el coeficiente de arrastre, C_D , y es dado en la Tabla 4.1.

| TABLA 4.1. Determinación de la Constante de Velocidad Terminal "k" | |
|---|---------------------------------------|
| Con extractor de niebla | |
| $1 \leq P \leq 15$ | $k = 0.1821 + 0.0029P + 0.046 \ln(P)$ |
| $15 \leq P \leq 40$ | $k = 0.35$ P [psig] |
| $40 \leq P \leq 5500$ | $k = 0.430 - 0.023 \ln(P)$ |
| GPSA | |
| $0 \leq P \leq 1500$ | $k = 0.35 - 0.01(P - 100/100)$ [psig] |
| <ul style="list-style-type: none"> • Para muchos vapores bajo vacío $k = 0.20$ • Para soluciones de glicol y amina, multiplicar k por 0.6-0.8. • Para recipientes verticales sin extractor de niebla, dividir k entre 2. • Para succiones de compresores, lavadores de gas y separadores con entrada de expansión, multiplicar k por 0.7-0.8. | |
| Teóricamente (sin extractor de niebla) | |
| $k = \sqrt{\frac{4gD_p}{3C_D}}$ $X = \ln\left(\frac{0.95 + 8\rho_v D_p^3 (\rho_L - \rho_v)}{\mu_v^2}\right)$ | |
| $C_D = \exp(Y)$ | |
| $Y = 8.411 - 2.243X + 0.273X^2 - 1.865E-2X^3 + 5.201E-4X^4$ | |

4.3.4 Fundamento teórico para el dimensionamiento de separadores crudo-gas propuesto por Grodal & Realf.

Los separadores primarios en las instalaciones petroleras son unidades que están sujetas a la dinámica de fluidos no lineales y a restricciones mecánicas. Este diseño representa una forma para contrarrestar este problema tan importante. Esta optimización de los modelos utiliza las teorías y

relaciones de diseño existentes. Estas consisten en un conjunto de ecuaciones y desigualdades que son independientes del método. Estos modelos se delinearán y discuten en el contexto de separadores horizontales.

Este diseño consiste de un conjunto de relaciones mecánicas y dinámicas del fluido formuladas a partir de la teoría de acumulación por gravedad, modelos de arrastre (reentrainment) y problemas de control.

Este diseño utiliza la teoría de acumulación en la separación en todas las fases por dos razones. Primero, se cree que un modelo de optimización general debe basarse sobre los principios básicos tanto como sea posible y los datos experimentales específicos de campo deben utilizarse dentro de este marco en vez de usurparlo.

Segundo, los ciclones se han utilizado como internos de entrada en los separadores y han reemplazados a los muchos diseños existentes de deflectores de entrada. Se ha encontrado que el diseño de ciclones ocasiona una mejor separación al reducir el número y tamaño de las gotas y también disminuir la creación de espuma.

Por otra parte las teorías de acumulación y tiempo de residencia se basan dentro de tres suposiciones subyacentes principales relacionadas al diseño de separadores horizontales:

- La suposición de los problemas potenciales relacionados al espumamiento y acumulación de parafinas y emulsiones se resuelven satisfactoriamente por medio de la inyección de químicos.
- La suposición de que existe flujo tapón (plug).
- La suposición de que existen movimientos lineales de gotas y burbujas en la teoría de acumulación.

Inyección de químicos.

Todas las mezclas de hidrocarburos naturales exhiben varios grados de formación de espuma y están sujetas a la formación de emulsiones de agua en aceite o de aceite en agua. Sin embargo, dar un tiempo de residencia alto a la fase de hidrocarburo o a la fase agua puede resolver pequeños problemas de formación de espuma y emulsiones. En la teoría de acumulación, la inyección de químicos logra reducir el diámetro mínimo de las burbujas y gotas acumuladas para permitir tiempos de residencia altos. Se asume en la teoría que este tipo de problemas se resuelven satisfactoriamente a través del uso de químicos.

Suposición de flujo tapón (plug).

Como se describe en la Figura 4.9 la suposición de un flujo tapón es claramente una idealización de los patrones complejos de flujo a lo largo del diámetro del separador, especialmente desde que viola la condición de flujo de no-resbalante en la pared e interfaces. Los internos como placas de baffles, se instalan normalmente para mejorar esta suposición.

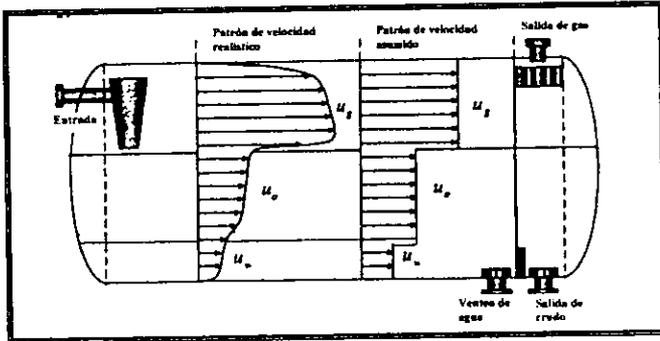


Figura 4.9 Visualización de la suposición de flujo tapón

Suposición de movimiento lineal.

Como consecuencia de la suposición de flujo tapón en la teoría de acumulación las gotas y burbujas tienen patrones de acumulación lineales. Sin embargo, la suposición de movimiento lineal está muy lejos de ser verdad. Debido al movimiento "aleatorio" de burbujas/gotas en un flujo turbulento no hay seguridad de que una gota grande se acumule antes de una más pequeña, aunque este caso es más probable. La descripción real puede explicarse al considerar la distribución del diámetro gota/burbuja. El número de gotas/burbujas y la distribución de sus diámetros que entran al separador son funciones complejas de patrones de flujo, que se forman antes de entrar al separador por medio de choques, válvulas, codos, etc. que ocasionan un flujo caótico. Sin embargo, en la práctica el parámetro para dimensionamiento del diámetro mínimo (teoría de acumulación) se revisa como un parámetro ajustable dependiente de la distribución de la gota y la burbuja en la entrada del separador y su determinación se basa en la experiencia. Así, la teoría de acumulación se utiliza para calcular la tendencia matemática (por ejemplo, con el uso de diámetros pequeños de gota/burbuja se obtendría una mejor separación) en lugar de creer que se separan todas las gotas o burbujas abajo de cierto diámetro.

4.4 Consideraciones Prácticas de Tamaño en los Separadores Crudo-Gas.

Para garantizar una separación adecuada todo el tiempo en el separador crudo-gas, debe diseñarse de manera que nunca opere por encima de su capacidad. Un separador debe diseñarse para la velocidad de flujo instantáneo máxima. Muchos pozos producen "cabezas" o "tapones" como resultado de causas naturales o incrementos intermitentes del gas. Un pozo puede producir un total de 200 bbl de líquido en solo 24 horas. Sin embargo, las "cabezas" o "tapones" del pozo en cuestión de 2 ó 3 minutos pueden producir 1/24 de la producción total del día lo que normalmente se produciría en una hora, que resultaría en una velocidad de flujo instantáneo de 4,000 a 6,000 B/D. El separador debe diseñarse para el manejo de la velocidad instantánea máxima del fluido producido durante este corto intervalo de tiempo o debe tener un tamaño suficiente para almacenar una porción de estos aumentos de flujo mientras se balancea para separar y descargar.

Los recipientes separadores pueden servir en algunos casos como un acumulador o un recipiente de almacenaje, particularmente cuando en el flujo del pozo se manejen "cabezas" o cuando se tiene un incremento intermitente del gas, cuando la tubería en serie y/o líneas de flujo deben descargar líquido dentro de recipientes a velocidades de flujo instantáneo alto y cuando el líquido se transfiere a un recipiente por medio de una bomba, el separador sirve como recipiente acumulador para la operación de bombeo, en estos casos el recipiente separador debe ser lo suficientemente grande para almacenar el volumen extra de líquido adicional para el desarrollo del funcionamiento de separación. Esta consideración de almacenamiento puede dictaminar frecuentemente que los recipientes sean grandes y por otra parte requieran que el flujo de fluido dentro y fuera del recipiente sea estable y continuo.

No debe exagerarse en el sobre dimensionamiento de los separadores, donde su exceso de capacidad nunca se ha utilizado, algunos pozos mantienen siempre un volumen de flujo constante, y en tal caso el tamaño de los separadores debe seleccionarse en base de la producción diaria máxima total.

Deben realizarse pruebas de campo en los separadores para determinar sus capacidades de manejo crudo-gas bajo condiciones actuales. Los fabricantes evalúan las capacidades para los separadores proyectadas a condiciones "generales" o "promedio". El único camino para determinar la capacidad exacta de un separador particular bajo ciertas condiciones es la realización de pruebas bajo dichas condiciones.

5. DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES CRUDO-GAS VERTICALES.

La tecnología tanto de los separadores verticales como horizontales está bastante desarrollada, los procedimientos de dimensionamiento siguen basándose en la aún vigente ley de Stokes, con pequeñas variaciones que dependiendo del autor mejoran el desempeño del separador, lo que aunado al desarrollo de nuevos dispositivos internos y sistemas de control proporcionan una separación aún más eficiente. A continuación se describirán y expondrán en ejemplo de dimensionamientos tres de las principales metodologías para el dimensionamiento de separadores verticales crudo-gas.

5.1 Ejemplo de Dimensionamiento de un Separador Vertical.

Se cuenta con los siguientes datos para dimensionar un separador vertical crudo-gas (Tabla 5.1). Los procedimientos de dimensionamiento quedarán ejemplificados de manera práctica al aplicarlos en el dimensionamiento de este separador de la siguiente forma:

TABLA 5.1 Datos para el dimensionamiento de un separador vertical

| | |
|---|----------|
| Velocidad de flujo de gas máxima, MMscf/D | 50.0 |
| Densidad relativa del gas | 0.7 |
| Velocidad máxima del crudo, B/D | 30,000 |
| Densidad relativa del crudo | 0.934 |
| Temperatura de operación, °F | 115 |
| Presión de operación, psig | 185 |
| Presión de diseño, psig | 250 |
| Tiempo de residencia, minutos | 2 |
| Factor de compresibilidad del gas | 0.97 |
| Operación dos fases | Sin agua |

5.2 Principales Procedimientos de Dimensionamiento de Separadores Verticales Crudo-Gas.

5.2.1 Procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Arnold & Stewart.

El procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Arnold & Stewart es un procedimiento meramente gráfico, se basa en la ley de Stokes para determinar la velocidad terminal y utiliza una determinación gráfica de la constante de velocidad terminal "k", los diseños son capaces de remover partículas mayores de 100 μ sin eliminador de niebla y gotas de entre 10 y 100 μ con eliminador de niebla. Este procedimiento de dimensionamiento de separadores requiere el cálculo de las capacidades del recipiente (gas y líquido) y utiliza una variación de la ley de Stokes para el cálculo de la velocidad terminal; la capacidad del gas se basa en la teoría de acumulación y la capacidad del líquido en la teoría del tiempo de residencia. El tiempo de residencia mínimo requiere especificar una combinación de diámetro y altura del volumen del líquido. Puede elegirse cualquier diámetro mayor que el mínimo requerido para la capacidad del gas, es decir, que la capacidad del gas limita el dimensionamiento del recipiente; generalmente se utiliza una L/D que está en el intervalo de 3 y 4 y un tiempo de residencia que va desde 30 seg a 3 min.

La capacidad del gas se determina por medio de la siguiente ecuación:

$$D^2 = 504 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] k \quad (5.1)$$

donde:

D = diámetro interno del recipiente, in

T = temperatura de operación, °F

Q_g = velocidad de flujo de gas, MMscfd

Z = factor de compresibilidad del gas, Figuras 3.1-3.6

P = presión de operación, psia

k = constante de velocidad terminal, Figura 5.1

La capacidad del líquido se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$D^3 h = \frac{t_r Q_1}{0.12} \quad (5.2)$$

donde:

h = altura del volumen del líquido, in

t_r = tiempo de residencia, seg

Q_1 = flujo de líquido, ft³/seg

D = diámetro interno, in

La longitud tangente-tangente (L_{tt}) del recipiente se determina a partir de la geometría una vez que la longitud efectiva (L_{eff}) se ha encontrado. La relación longitud/diámetro es una relación estructural definida como la relación entre la longitud tangente-tangente y el diámetro interno del separador, la relación L/D del recipiente debe determinarse una vez que se establece la longitud efectiva. La siguiente es una aproximación que se utiliza comúnmente:

$$L_{tt} = L_{eff} + \frac{D}{12} \quad \text{para capacidad del gas} \quad (5.3)$$

$$L_{tt} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad \text{para capacidad del líquido} \quad (5.4)$$

Las Ecuaciones 5.3 y 5.4 permiten la elección de varios diámetros y longitudes. Esto refleja que al disminuir el diámetro se reduce el peso del recipiente y por lo tanto bajará su costo. Sin embargo, este es un punto en el que al disminuir el diámetro se incrementa la posibilidad de turbulencia en el flujo de gas la cual crea olas o arrastre de líquidos en la interfase líquido-vapor que es difícil de predecir. La experiencia ha demostrado que si la capacidad del gas gobierna y la relación de L/D es mayor de 4 o 5, el arrastre podría ser un problema. La Ecuación 5.4 indica que la relación L/D debe ser al menos igual o mayor que 1. Los separadores se diseñan comúnmente para relaciones L/D entre 3 y 4.

Procedimiento de dimensionamiento.

1. Calcular el valor de la constante de velocidad terminal "k", utilizando las siguiente expresión, la Ecuaciones 3.12 y la Figura 5.1.

$$\frac{SP}{T} = \frac{0.7(185 + 14.7)}{(115 + 460)} = 0.2431$$

$$^\circ \text{API} = \frac{141.5}{0.934} - 131.5 = 19.99 \approx 20^\circ \text{API}$$

Al utilizar la Figura 5.1 de acuerdo con los datos se obtiene un valor aproximado para "k" de 0.165.

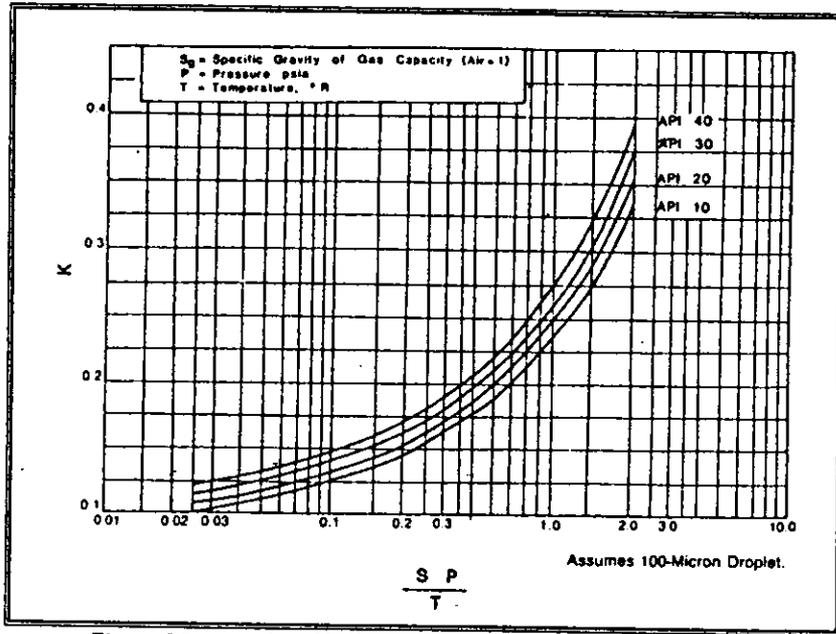


Figura 5.1. Aproximación de la constante de velocidad terminal "k"

2. Cálculo de la capacidad del gas (Ecuación 5.1):

$$\begin{aligned}
 D^2 &= 504 \frac{T Z Q_g}{P} k \\
 &= (504) \frac{(575)(0.97)(50)}{199.7} (0.165) = 11613.042 \\
 D &= \sqrt{11613.042} = 107.7638 \text{ pulg} = 2.7372 \text{ m}
 \end{aligned}$$

3. Cálculo de la capacidad del líquido (Ecuación 5.2):

$$D^2 h = \frac{t_r Q_l}{0.12} = \frac{t_r 30,000}{0.12}$$

4. Calcular combinaciones de diámetro (D) y altura (h) para cada tiempo de residencia (Tabla 5.2).

5. Calcular la longitud tangente-tangente, L_{ss} (Tabla 5.2)

$$L_{ss} = \frac{h+76}{12} \quad \text{o}' \quad L_{ss} = \frac{h+D+40}{12}$$

donde d es el diámetro mínimo para la capacidad del gas.

6. Calcular la relación (L_{tt}/D), eligiendo el intervalo de 3 a 4 que es el más común (Tabla 5.2).

TABLA 5.2 Ejemplo de dimensionamiento del separador vertical diámetro vs longitud para la restricción de la capacidad de líquido

| Tiempo de residencia t_r (min) | Diámetro D (in) | Altura h (in) | Longitud tangente-tangente L_{tt} (ft) | L/D (12) L_{tt}/D |
|-------------------------------------|--------------------|------------------|--|------------------------|
| 2 | 48 | 217.01 | 24.41 | 6.10 |
| | 60 | 138.88 | 17.90 | 3.5 |
| | 72 | 96.45 | 14.37 | 2.3 |
| | 84 | 70.86 | 12.23 | 1.7 |
| | 108 | 42.86 | 9.90 | 1.10 |
| | 120 | 34.72 | 9.22 | 0.92 |
| | 132 | 28.69 | 8.72 | 0.79 |
| | 144 | 24.11 | 8.34 | 0.69 |
| | 156 | 20.54 | 8.04 | 0.61 |
| 3 | 48 | 325.52 | 33.46 | 8.36 |
| | 60 | 208.30 | 23.69 | 4.73 |
| | 72 | 144.67 | 18.37 | 3.06 |
| | 84 | 106.29 | 15.19 | 2.17 |
| | 96 | 81.38 | 13.11 | 1.69 |
| | 108 | 64.3 | 11.69 | 1.29 |
| | 120 | 52.08 | 10.67 | 1.06 |
| | 132 | 43.04 | 9.92 | 0.90 |
| | 144 | 36.16 | 9.34 | 0.77 |
| 4 | 48 | 434.02 | 42.50 | 10.62 |
| | 60 | 277.77 | 29.48 | 5.89 |
| | 72 | 192.90 | 22.40 | 3.73 |
| | 84 | 141.72 | 18.14 | 2.59 |
| | 96 | 108.50 | 15.37 | 1.92 |

Capítulo 5

| Tiempo de residencia t_r (min) | Diámetro D (in) | Altura h (in) | Longitud tangente-tangente L_{tt} (ft) | L/D (12) L_{tt} /D |
|-------------------------------------|--------------------|------------------|--|-------------------------|
| 4 | 108 | 85.73 | 13.47 | 1.49 |
| | 120 | 69.44 | 12.12 | 1.21 |
| | 132 | 57.39 | 11.11 | 1.01 |
| | 144 | 48.22 | 10.35 | 0.86 |
| | 156 | 41.09 | 9.75 | 0.75 |
| 6 | 48 | 651.04 | 60.58 | 15.14 |
| | 60 | 416.66 | 41.05 | 8.21 |
| | 72 | 289.35 | 30.44 | 5.07 |
| | 84 | 212.58 | 24.04 | 3.43 |
| | 96 | 162.76 | 19.89 | 2.48 |
| | 108 | 128.60 | 17.05 | 1.89 |
| | 120 | 104.16 | 15.01 | 1.50 |
| | 132 | 86.08 | 13.50 | 1.22 |
| | 144 | 72.33 | 12.36 | 1.03 |
| | 156 | 61.63 | 11.46 | 0.88 |
| 8 | 48 | 868.05 | 78.67 | 19.61 |
| | 60 | 555.55 | 53.62 | 10.52 |
| | 72 | 385.80 | 38.48 | 6.41 |
| | 84 | 283.44 | 29.95 | 4.27 |
| | 96 | 217.01 | 24.41 | 3.05 |
| | 108 | 171.46 | 20.62 | 2.29 |
| | 120 | 138.88 | 17.90 | 1.79 |
| | 132 | 114.78 | 15.89 | 1.44 |
| | 144 | 96.45 | 14.37 | 1.19 |
| | 156 | 82.18 | 13.18 | 1.01 |
| 10 | 48 | 1085.1 | 96.75 | 24.18 |
| | 60 | 694.4 | 64.20 | 12.84 |
| | 72 | 482.3 | 46.52 | 7.75 |

| Tiempo de residencia t_r (min) | Diámetro D (in) | Altura h (in) | Longitud tangente-tangente L_{tt} (ft) | L/D (12) L_{tt} /D |
|-------------------------------------|--------------------|------------------|--|-------------------------|
| 10 | 84 | 354.30 | 35.85 | 5.12 |
| | 96 | 271.3 | 28.93 | 3.61 |
| | 108 | 214.3 | 24.19 | 2.68 |
| | 120 | 173.6 | 20.80 | 2.08 |
| | 132 | 143.5 | 18.29 | 1.66 |
| | 144 | 120.6 | 16.38 | 1.36 |
| | 156 | 102.7 | 14.89 | 1.14 |
| 12 | 48 | 1302.1 | 114.84 | 28.71 |
| | 60 | 833.30 | 75.77 | 15.45 |
| | 72 | 578.7 | 54.55 | 9.09 |
| | 84 | 425.2 | 41.76 | 5.96 |
| | 96 | 325.5 | 33.46 | 4.18 |
| | 108 | 257.2 | 27.76 | 3.08 |
| | 120 | 208.3 | 23.69 | 2.36 |
| | 132 | 172.2 | 20.68 | 1.88 |
| | 144 | 144.7 | 18.39 | 1.53 |
| 14 | 48 | 1519.1 | 132.92 | 35.23 |
| | 60 | 972.2 | 87.35 | 17.47 |
| | 72 | 675.2 | 62.59 | 10.43 |
| | 84 | 496.0 | 47.66 | 6.80 |
| | 96 | 379.8 | 37.98 | 4.7 |
| | 108 | 300.1 | 31.33 | 3.48 |
| | 120 | 243.1 | 26.58 | 2.65 |
| | 132 | 200.9 | 23.07 | 2.09 |
| | 144 | 168.8 | 20.39 | 1.69 |
| | 156 | 143.8 | 18.31 | 1.40 |

- Gráficar longitud vs. diámetro de acuerdo a sus respectivos tiempos de residencia (Figura 5.2) y elegir un tamaño razonable con un diámetro mayor al obtenido después de calcular la capacidad del gas (Ecuación 5.1) y además que se encuentre dentro de las relaciones L/d de 2 a 4 que son las más comunes.

De acuerdo a la Figura 5.2, se observa que la capacidad del gas calculada es muy alta y como ésta define el diámetro del recipiente, un tiempo de residencia de dos minutos con una L/d de 2-3 no alcanza a superar la línea que restringe la capacidad del gas, por lo tanto, este separador requiere un tiempo de residencia de por lo menos 8 minutos para una L/d dentro del intervalo de 2 a 3 y de 10 minutos para una L/d dentro del intervalo de 3 a 4; si se selecciona el tiempo de residencia de 8 minutos se pueden elegir un separador de 108 in de diámetro por 20.62 ft de longitud o por otro lado si se elige un tiempo de residencia de 10 minutos las dimensiones del separador serían de 108 in de diámetro por 24.19 ft de longitud.

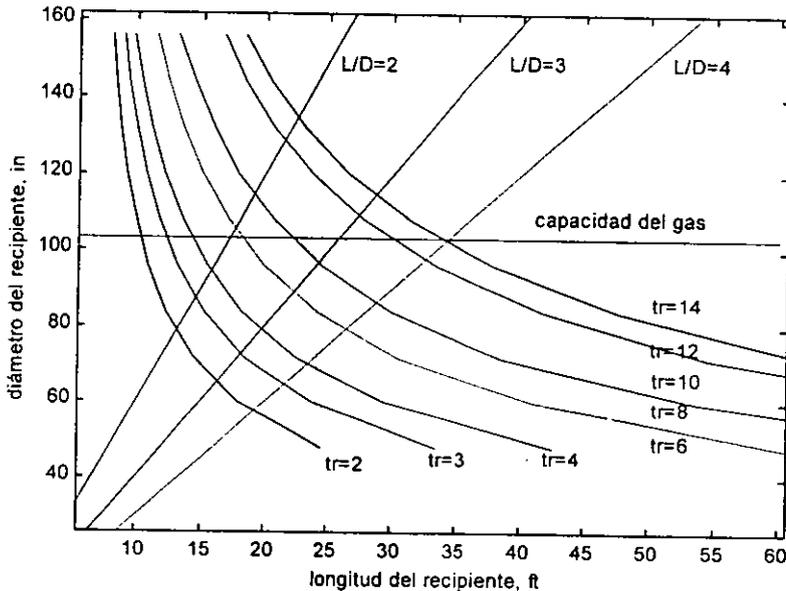


Figura 5.2 Diámetro vs. longitud para la restricción de la capacidad de líquido.

La longitud tangente-tangente del recipiente debe mantenerse a partir de la geometría una vez que se conoce el diámetro y la altura del volumen del líquido, como se muestra en la siguiente Figura 5.3:

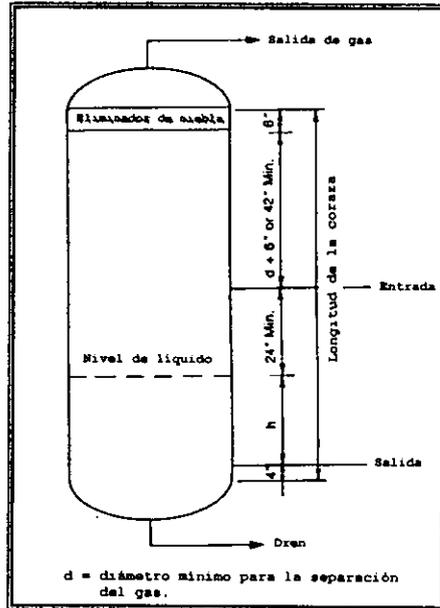


Figura 5.3 Longitud aproximada de la coraza a partir del nivel de líquido

5.2.2 Procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Bradley.

El procedimiento de dimensionamiento propuesto por Bradley de igual forma que Arnold se basa en las capacidades de gas y líquido, asume que el recipiente está lleno al 50% de líquido, separa partículas mayores de 100μ sin eliminador de niebla y gotas de 10μ con eliminador de niebla, la base del método es determinar la velocidad máxima del gas en el separador a partir de una variación de la ley de Stokes que a diferencia de las otras metodologías utiliza un factor de configuración y operación empírico (F_{∞}) en lugar de la constante de velocidad terminal, que es una variable que engloba todos los factores que afectan la separación del gas y el líquido excepto condiciones de operación y propiedades de los fluidos, esta variable se obtiene de manera gráfica, sin embargo, pueden tomarse valores comúnmente utilizados que dependen de las condiciones del proceso; el tiempo de residencia según Bradley puede variar desde 20 seg hasta 1 ó 2 horas pero

generalmente se utiliza un tiempo de residencia de 30 segundos a 2 minutos y la L/D cae dentro de la relación mínima desde 1.0 a 2.0 y máxima de 8.0 a 9.0. Para los separadores verticales, si el volumen de gas determina el tamaño del recipiente, la relación L/D del recipiente debe ser desde 2 hasta 3; si el volumen de líquido determina el tamaño del separador, la relación L/D debe ser desde 2.0 hasta 6.0. El procedimiento de diseño se describe a continuación:

Procedimiento de dimensionamiento.

1. Primero es necesario seleccionar un valor para F_{co} a partir de la Figura 4.3. Sin embargo, para este caso se tomó el valor de $F_{co}=0.167$ que es el valor típico de F_{co} para separadores horizontales; y el peso molecular del gas de la siguiente forma $M_g = M_{aire} \gamma_g = 28.97 \cdot 0.7 = 20.28$.
2. Dimensionamiento del área ocupada por el gas.

La Ecuación 4.17 puede utilizarse para calcular el área ocupada por el gas, que en separadores verticales es el área de sección transversal interna completa del recipiente (A_g) y a partir de ésta determinar el diámetro del mismo:

Sustituyendo en la Ecuación 4.14 se obtiene:

$$\rho_g = \frac{PM_g}{Z_g RT} = \frac{(199.7)(20.28)}{(0.97)(10.73)(575)} = 0.68 \text{ lbm / ft}^3$$

Utilizando la Ecuación 4.17:

$$A_g = \frac{q_g}{86400 F_{co} \left(\frac{1}{Z_g} \right) \left(\frac{P}{P_b} \right) \left(\frac{T_b}{T} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2}}$$

$$= \frac{50,000,000}{(86400)(0.167) \left(\frac{1}{0.97} \right) \left(\frac{199.7}{14.7} \right) \left(\frac{520}{575} \right) \left(\frac{58.28 - 0.68}{0.68} \right)^{1/2}}$$

$$A_g = 29.76 \text{ ft}^2 \text{ para el flujo de gas}$$

$$D = \left(\frac{A_g}{0.7854} \right)^{1/2} = 6.15 \text{ ft diámetro interno.}$$

Se puede utilizar un diámetro interno de 72 pulgadas si el volumen de 50 MMscf/D incluye un pequeño margen de seguridad. Si se desea que el separador maneje 50 MMscf/D con un funcionamiento más adecuado entonces debe utilizarse un diámetro interno de 78 in.

3. Dimensionamiento del volumen requerido para el crudo para el mismo separador:

El volumen requerido para el crudo en el separador, V_o , es:

$$V_o = \frac{q_L}{1440/t_r} = \frac{30,000}{1440/2} = 41.67 \text{ bbl} = 233.98 \text{ ft}^3$$

donde:

V_o = volumen del crudo, ft^3

q_L = flujo de líquido, bbl/día

t_r = tiempo de residencia, min

La altura de crudo, h_o , en el separador vertical se establece como:

$$h_o = \frac{V_o}{A_g} \quad (5.5)$$

$$h_o = \frac{233.98}{28.97} = 8.28 \text{ ft, en un recipiente de 72 in.}$$

$$h_o = \frac{233.98}{33.18} = 7.05 \text{ ft, para el recipiente de 78 in.}$$

donde:

h_o = altura ocupada por el crudo, ft

V_o = volumen de crudo, ft^3

A_g = área de gas, ft^2

El área de sección transversal de 72 pulgadas es 28.27 ft^2 y para un recipiente de 78 pulgadas es 33.18 ft^2 .

Por lo tanto de acuerdo con la geometría de la Figura 5.4 la longitud total del separador es tres veces la longitud ocupada por el crudo, es decir, que la longitud total del separador puede ser de 28 ft para el separador con el diámetro de 6 ft con una L/D de 4.6 o de 21.5 ft para el separador de 6.5 ft con una L/D de 3.3 con un mejor manejo.

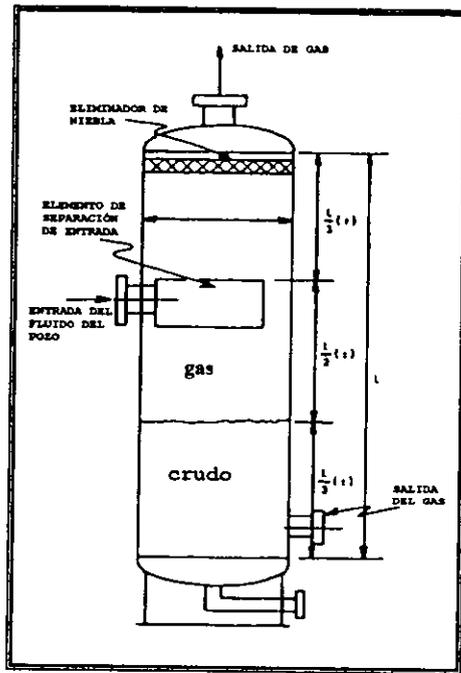


Figura 5.4 Geometría de los separadores verticales crudo-gas según Bradley

5.2.3 Procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales propuesto por Svrcek & Monnery.

El procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svrcek & Monnery es el resultado de una revisión de los procedimientos base para el dimensionamiento y reglas heurísticas de diseño industrialmente aceptadas, utiliza una variación de la ley de Stokes para el cálculo de la velocidad terminal, a diferencia de los otros métodos éste considera que la velocidad del gas debe ser menor que la velocidad terminal para que pueda haber una separación ($U_v < U_T$), proporciona correlaciones para el cálculo de la constante de velocidad terminal "k", delinea procedimientos de diseño para un manejo más amplio no solo del 50%, incluye control interfacial.

Este procedimiento de dimensionamiento de separadores verticales utiliza una combinación de las teorías de acumulación y tiempo de residencia, la teoría de acumulación al calcular la velocidad terminal de la gota y asume que el área de separación de vapor es el área de sección transversal completa del recipiente y parte de ésta para calcular el diámetro del mismo, además,

determina la altura del recipiente separándola en varias secciones que son función tanto de la teoría del tiempo de residencia como de la teoría de acumulación.

El diámetro de separación del vapor se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4Q_V}{\pi U_T}} \quad (5.6)$$

donde:

D_{VD} = diámetro de separación del vapor, ft

Q_V = flujo volumétrico del vapor, ft³/seg

U_T = velocidad terminal, ft/seg

Técnicamente, este es el diámetro del extractor de niebla, pero el diámetro interior del recipiente debe ser ligeramente más grande que el extractor instalado dentro del recipiente. Típicamente, el valor calculado se sube seis pulgadas; este valor se toma como el diámetro requerido del recipiente, D , y el área de sección transversal correspondiente se calcula utilizando este diámetro.

El siguiente paso para dimensionar un separador vertical es determinar su altura. Para un separador dos-fases, la altura total puede separarse dentro de varias secciones, según la Ecuación 5.7:

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LN} + H_D \quad (5.7)$$

donde:

H_T = altura del separador vertical total, ft

H_{LLL} = altura del nivel bajo de líquido, ft

H_H = altura del "holdup", ft

H_S = altura del "surge", ft

H_{LN} = altura desde el nivel alto de líquido hasta la línea central de la boquilla de entrada, ft

H_D = altura de separación, ft

Si se utiliza un extractor de niebla, como se muestra en la Figura 5.5, los cálculos de diámetro y altura se detallan en el procedimiento de dimensionamiento.

$$U_T = k \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} = 0.3082 \left(\frac{58.28 - 0.68}{0.68} \right)^{1/2} = 2.8363$$

$$U_V = 0.75 U_T = 2.1272$$

donde:

U_T = velocidad terminal del vapor, ft/s

ρ_L = densidad del líquido, lb/ft³

ρ_V = densidad del vapor, lb/ft³

k = constante de velocidad terminal, ft/s

siendo $U_V = 0.75 U_T$ para un diseño conservador

2. Calcular la velocidad de flujo volumétrico de vapor, Q_V :

$$Q_V = \frac{W_V}{3600 \rho_V} ; \text{ft}^3 / \text{s} \quad (5.9)$$

$$Q_V = 5787037 \frac{\text{scf}}{\text{seg}}$$

W_V = flujo másico, lb/hr

3. Calcular el diámetro (interior) del recipiente:

$$D_{VD} = \left(\frac{4Q_V}{\pi U_T} \right)^{1/2} , \text{ft} \quad (5.6)$$

$$D_{VD} = \left(\frac{4Q_V}{\pi U_V} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 * 57.8037}{\pi * 2.1272} \right)^{1/2} = 5.89 \approx 6 \text{ft}$$

Si se requiere un eliminador de niebla, adicionar de 3 a 6 in al D_{VD} redondeando al múltiplo de 6 inmediato superior para acomodar un anillo de apoyo y obtener el diámetro. Si no se requiere extractor de niebla $D = D_{VD}$ y de igual forma redondeando al múltiplo de 6 inmediato superior.

4. Calcular la velocidad de flujo volumétrico de líquido:

$$Q_L = \frac{W_L}{(60)(\rho_L)} , \text{ft}^3 / \text{min} \quad (5.10)$$

$$Q_L = 116.875 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

W_L = flujo másico de líquido, lb/hr

5. Seleccionar el tiempo de "holdup" de la Tabla 5.3 y calcular el volumen de "holdup":

$$V_H = (T_H)(Q_L), \text{ ft}^3 \quad (5.11)$$

$$V_H = T_H Q_L = 2 * 116.875 = 233.75 \text{ ft}^3$$

T_H = tiempo de "holdup", min

6. Si el volumen de aumento súbito (surge) no se especifica. Se selecciona el tiempo de aumento súbito de la Tabla 5.3 y se calcula el volumen de aumento súbito:

$$V_S = T_S Q_L, \text{ ft}^3 \quad (5.12)$$

$$V_S = T_S Q_L = 1 * 116.875 = 116.875 \text{ ft}^3$$

T_S = tiempo de surge, min

TABLA 5.3 Tiempos de "Holdup" y aumento súbito "Surge"

| Servicios | Tiempo de "Houldup" (NLL-HLL) min. | Tiempo de "Surge" (NLL-LLL) min. |
|---|---|---|
| Separadores: | | |
| 1. alimentando a una columna | 5 | 3 |
| 2. alimentando a otro recipiente o tanque | | |
| a) con bomba o por medio de cambiador de calor. | 5 | 3 |
| b) sin bomba | 2 | 1 |
| 3. alimentando a un calentador a fuego directo | 10 | 3 |

7 Obtener la altura del nivel bajo de líquido, H_{LLL} , de la Tabla 5.4.

$$H_{LLL} = 15 \text{ pulgadas} = 1.25 \text{ ft}$$

TABLA 5.4 Altura del nivel bajo de líquido (H_{LLL})

| Diámetro del recipiente | Vertical LLL | | Horizontal LLL |
|-------------------------|-----------------|-----------|-------------------|
| | <300 psia | >300 psia | |
| ≤4 ft | 15 in | 6 in | 9 in |
| 6 ft | 15 in | 6 in | 10 in |
| 8 ft | 15 in | 6 in | 11 in |
| 10 ft | 6 in | 6 in | 12 in |
| 12 ft | 6 in | 6 in | 13 in |
| 16 ft | 6 in | 6 in | 15 in |

8. Calcular la altura desde el nivel bajo de líquido hasta el nivel normal de líquido:

$$H_H = \frac{V_H}{(\pi/4)D_V^2}, \text{ ft} \quad (5.13)$$

$$H_H = \frac{V_H}{(\pi/4)D_V^2} = \frac{233.75}{(\pi/4)(6^2)} = 8.1324 \text{ ft}$$

1 ft como mínimo.

9. Calcular la altura desde el nivel normal de líquido hasta el nivel alto de líquido (o la alarma de nivel alto):

$$H_S = \frac{V_S}{(\pi/4)D_V^2}, \text{ ft} \quad (5.14)$$

$$H_S = \frac{V_S}{(\pi/4)D_V^2} = \frac{116875}{\left(\frac{\pi}{4}\right)(6)^2} = 4.1336 \text{ ft}$$

6 in como mínimo.

10. Dimensionar de la boquilla de entrada "d_N" según la Tabla 5.5.

TABLA 5.5 Dimensionamiento de la boquilla de entrada

$$d_N \geq \left(\frac{4Q_m}{\pi 60 / \sqrt{\rho_m}} \right)^{1/2}, \text{ in}$$

$$Q_m = Q_L + Q_V, \text{ ft}^3 / \text{seg}$$

$$\rho_m = \rho_L + \rho_V(1 - \lambda), \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\lambda = \frac{Q_L}{Q_L + Q_V}$$

$$Q_m = Q_L + Q_V = 116875 + 578.7037 = 695.5787$$

$$\lambda = \frac{116875}{116875 + 578.7037} = 0.168$$

$$\rho_m = (58.28 * 0.1680) + 0.68(1 - 0.1680) = 10.3567$$

$$d_N = \left(\frac{4Q_m}{\pi 60 / \sqrt{\rho_m}} \right)^{1/2} = \left(\frac{4(695.5787)}{\frac{\pi * 60}{\sqrt{10.3567}}} \right)^{1/2} = 6.8943$$

11. Calcular la altura desde nivel alto de líquido hasta la mitad de la boquilla de entrada ($H_{L/N}$):

$$H_{L/N} = 12 + d_N, \text{ in. (con deflector de entrada)}$$

$$H_{L/N} = 12 + \frac{1}{2}d_N, \text{ in. (sin deflector de entrada)} \quad (5.15)$$

$$H_{L/N} = 12 + (6.8943 / 2) = 12.57 \text{ in}$$

$$H_{L/N} = 1.05 \text{ ft}$$

12. Calcular la altura de separación, a partir de la línea central de la boquilla de entrada (H_D):

- si no hay extractor de niebla, se calcula hasta la línea tangente de la cima del recipiente.
- Si hay eliminador de niebla, hasta la base de la malla extractora de niebla.

$$H_D = 0.5 D_V \text{ o un mínimo de } (5.16)$$

$$H_D = 36 + \frac{1}{2}d_N, \text{ in (sin extractor de niebla)}$$

$$H_D = 24 + \frac{1}{2}d_N, \text{ in (con extractor de niebla)}$$

$$H_D = 0.5 * D_{VD} = 3 \text{ ft}$$

13. Si hay eliminador de niebla, se toman 6 in y para una almohadilla extractora de niebla se toma 1 ft desde la cima del extractor de niebla hasta línea tangente de la cima del recipiente.

14. Calcular la altura total del recipiente, H_T :

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LN} + H_D + H_{ME}, \text{ ft} \quad (5.7)$$

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LN} + H_D + H_{ME}$$

$$H_T = 1.25 + 8.1324 + 4.1336 + 1.05 + 3.0 + 0.5 = 18.06 \text{ ft}$$

donde H_{ME} es la altura del extractor de niebla, calculada en el paso 12, en caso de no requerir extractor de niebla $H_{ME} = 0$.

De acuerdo a este procedimiento para el caso de estudio se requiere un recipiente de 6 ft de diámetro por 18 ft de longitud.

En resumen, después de aplicar las tres principales metodologías de dimensionamiento de separadores verticales en el ejemplo de dimensionamiento se obtuvieron los siguientes resultados:

Al aplicar la metodología propuesta por Bradley las dimensiones requeridas fueron las siguientes: se obtuvo un separador de 6.5 ft de diámetro y una longitud de alrededor de 2.15 ft con una L/D de 3.3.

Por otro lado, al utilizar el procedimiento propuesto por Arnold de acuerdo con la Figura 5.3, se puede elegir un separador de 9 ft de diámetro por 21 ft de longitud para un tiempo de residencia de 8 minutos y una L/D de 2.3 o un separador de 9 ft de diámetro por 24.5 ft de longitud para un tiempo de residencia de 10 minutos y una L/D de 2.72.

Finalmente con lo que respecta al separador vertical y aplicando el procedimiento propuesto por Svrcek se obtuvo un separador de 6 ft por 18 ft de longitud con una L/D de 3. Esto se puede resumir en la siguiente Tabla:

| Tabla 5.6 Resumen de resultados para el ejemplo de dimensionamiento del separador vertical | | | |
|--|---------|-----------|--------|
| | BRADLEY | ARNOLD | SVRCEK |
| Diámetro (ft) | 6.5 | 9 | 6 |
| Longitud (ft) | 21.5 | 21, 24.5 | 18 |
| L/D | 3.3 | 2.3, 2.72 | 3 |
| t_r (min) | 2 | 8, 10 | 2 |

Después de ver los resultados obtenidos al aplicar las tres metodologías para separadores verticales se puede decir lo siguiente: la base para el dimensionamiento de separadores verticales convencionales sigue siendo la ley de Stokes y una combinación de las teorías de acumulación y tiempo de residencia, el principal criterio para decidir cual metodología es mejor, radica principalmente en las dimensiones obtenidas del equipo, su subjetividad al utilizar gráficas y el límite para su aplicación.

Se ha constatado que la diferencia entre los procedimientos base (Arnold y Bradley) en comparación con el procedimiento propuesto por Svrcek para separadores verticales implica que en los procedimientos base existe una subjetividad durante la selección de los parámetros y la utilización de gráficas en las ecuaciones, esto se refleja más claramente en el procedimiento propuesto por Arnold que es un procedimiento netamente gráfico y al aplicarlo se obtuvo el recipiente con las mayores dimensiones esto se debe a que utiliza gráficas tanto para la determinación de "k" y "Z" así como al dimensionar el recipiente, mientras que con el procedimiento propuesto por Bradley se obtuvieron mejores resultados ya que realiza una corrección para la capacidad del gas con el coeficiente de compresión, presión y temperatura además, de que solo utiliza una gráfica para determinar el factor de configuración y operación empírico " F_{∞} ", de acuerdo a lo anterior puede considerarse que el procedimiento más apropiado para el dimensionamiento de separadores verticales líquido-vapor es el propuesto por Svrcek ya que utiliza la base teórica de los dos procedimientos anteriores y la complementa con reglas heurísticas de diseño industrialmente aceptadas evitando la utilización de gráficas y empleando correlaciones para el cálculo de la constante de velocidad terminal "k" que a diferencia de los otros dos métodos es más preciso, además de que es un procedimiento de dimensionamiento más conservador ya que utiliza un valor menor para la velocidad terminal asegurando de mejor forma la separación, esto hace que este procedimiento de dimensionamiento se acerque más a lo que comúnmente se utiliza en la industria.

6. DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES CRUDO-GAS HORIZONTALES.

Como se discutió anteriormente los procedimientos base para el dimensionamiento de separadores verticales se ha propuesto por Arnold & Stewart, Bradley y Svrcek & Monnery, de los que se derivan los procedimientos para separadores horizontales, sin embargo, Grodal & Realff proponen una optimización de éstos modelos que utiliza las teorías y relaciones existentes. De acuerdo a esto, primero se describirán los procedimientos base, posteriormente el procedimiento de optimización y finalmente se aplicarán todos en un ejemplo de dimensionamiento.

6.1 Principales Procedimientos de Dimensionamiento de Separadores Horizontales Crudo-Gas.

6.1.1 Procedimiento de Dimensionamiento de Separadores Horizontales Propuesto por Arnold & Stewart.

El procedimiento de dimensionamiento de separadores convencionales propuesto por Arnold & Stewart es un procedimiento tanto de separadores verticales como horizontales meramente gráfico, se basa en la ley de Stokes para determinar la velocidad terminal y utiliza una determinación gráfica de la constante de velocidad terminal "k", los diseños son capaces de remover partículas mayores de 100μ sin eliminador de niebla y gotas de entre 10 y 100μ con eliminador de niebla.

Este procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales es un cálculo iterativo, es necesario elegir una longitud tangente-tangente y un diámetro que satisfaga la condición para que la capacidad del gas permita que las gotas caigan desde el gas al volumen de líquido al atravesar la longitud efectiva del recipiente (Figura 6.1). El diseño también debe proporcionar un tiempo de residencia suficiente para que el líquido alcance el equilibrio, esto significa, que utiliza una combinación de la teoría de acumulación y la teoría de tiempo de residencia; además, se utiliza una L/D que generalmente está en el intervalo de 3 y 4 y un tiempo de residencia que va de 30 seg a 3 min.

Según Arnold para la separación de gotas de 100μ en un recipiente lleno al 50% de líquido, se aplican las siguientes ecuaciones:

Para el cálculo de la capacidad de gas de los separadores horizontales se utiliza la siguiente ecuación:

$$DL_{\text{eff}} = 42.0 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] k \quad (6.1)$$

donde:

D = diámetro interno del recipiente, in

L_{eff} = longitud efectiva del recipiente donde ocurre la separación, ft (véanse Ecuaciones 5.6 y 5.7)

T = temperatura, °R

Q_g = velocidad de flujo del gas, MMscf

P = presión, psia

Z = compresibilidad del gas

“k” como ya se comentó anteriormente es una constante que depende de las propiedades del líquido y el gas además del tamaño de la gota a ser separada, “k” se define como:

$$k \equiv \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) C_D \right]^{1/2} \quad (6.2)$$

donde:

C_D = coeficiente de arrastre

ρ_g = densidad del gas, lb/ft³

ρ_l = densidad del líquido, lb/ft³

Para la separación de gotas de 100 μ , k puede aproximarse utilizando la Figura 5.1.

Para el cálculo de la capacidad de líquido en los separadores horizontales se utiliza la siguiente ecuación:

$$D^2 L_{\text{eff}} = \frac{t_r Q_l}{0.7} \quad (6.3)$$

donde:

t_r = tiempo de residencia del líquido, min

Q_l = velocidad de flujo del líquido, bpd

D = diámetro interno del recipiente, in

L_{eff} = longitud efectiva del recipiente donde ocurre la separación, ft

(véanse Ecuaciones 5.6 y 5.7)

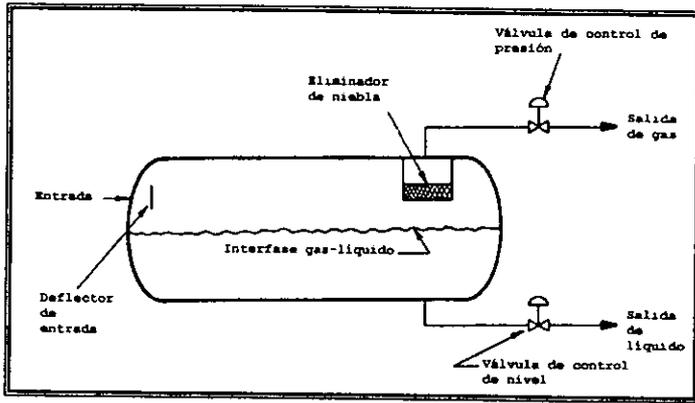


Figura 6.1 Separador horizontal de dos fases típico según Arnold

6.1.2 Procedimiento de Dimensionamiento de Separadores Horizontales Propuesto por Bradley.

El procedimiento de dimensionamiento propuesto por Bradley de igual forma que Arnold se basa en las capacidades de gas y líquido, asume que el recipiente está lleno al 50% de líquido, separa partículas mayores de 100μ sin eliminador de niebla y gotas de 10μ con eliminador de niebla, la base del método es determinar la velocidad máxima del gas en el separador a partir de una variación de la ley de Stokes que como se refirió en los separadores verticales que a diferencia de las otras metodologías utiliza un factor de configuración y operación empírico " F_{co} " en lugar de la constante de velocidad terminal " k ", esta es una variable que engloba todos los factores que afectan la separación del gas y el líquido, excepto condiciones de operación y propiedades de los fluidos, esta variable se obtiene de manera gráfica, sin embargo, pueden tomarse valores utilizados comúnmente que dependen de las condiciones del proceso; el tiempo de residencia según Bradley puede variar desde 20 seg hasta 1 ó 2 horas pero generalmente se utiliza un tiempo de residencia que va de 30 segundos a 2 minutos y la L/D cae dentro de la relación mínima de 1.0 a 2.0 y máxima de 8.0 a 9.0.

Este procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales es iterativo, emplea una variación de la ley de Stokes para calcular la velocidad de gas máxima permisible que se emplea para determinar el área ocupada por el gas que al sumarse al área ocupada por el crudo proporciona el área total del recipiente (Figura 6.2) y obtener así el diámetro del recipiente. Determinar el volumen ocupado por el crudo es un método iterativo, en el que se tienen que suponer longitudes y calcular el área ocupada para cada longitud, el área total, el diámetro del recipiente y el

porcentaje ocupado por el líquido que debe ocupar el 50% del mismo. Esto significa que utiliza una combinación de las teorías de acumulación y tiempo de residencia. De acuerdo con Bradley la L/D para recipientes separadores horizontales debe estar entre 2 y 6. Cabe señalar que en este método el volumen de las dos cabezas en los separadores horizontales no se considera en los cálculos de dimensionamiento, este volumen se compensará con los internos y otras variables.

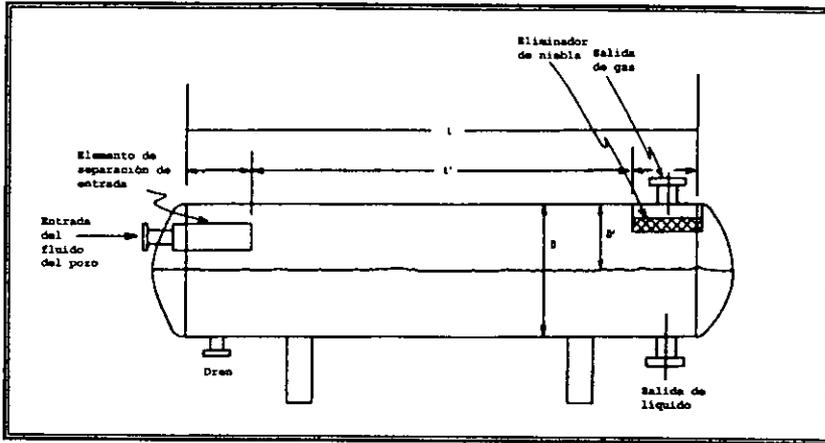


Figura 6.2 Geometría del separador horizontal según Bradley.

6.1.3 Procedimiento de Dimensionamiento de Separadores Horizontales Propuesto por Svrcek & Monnery.

El procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales propuesto por Svrcek & Monnery es un procedimiento de cálculo iterativo es necesario encontrar un diámetro y una longitud que permitan que el recipiente sea capaz de manejar el "holdup", el "surge" y además facilitar la separación líquido-vapor, esto se logra realizando un balance de volumen (Ecuación 6.4) en donde los volúmenes de "holdup" (V_H) y "surge" (V_s) se calculan a partir de la teoría del tiempo de residencia; el área del nivel bajo de líquido (A_{LLL}), el área mínima para la separación del vapor (A_{VD}) y el área de sección transversal total (A_T) son función del diámetro y longitud del recipiente, esto significa que se utiliza una combinación de las teorías de acumulación y tiempo de residencia, asimismo, A_{LLL} y A_{VD} utilizan una conversión de altura y área cilíndrica.

En los separadores horizontales de dos fases, el área de sección transversal se ocupa por el líquido y el vapor como se muestra en la Figura 6.3. Según Svrcek cuando se dimensiona un

separador de dos fases horizontal, usualmente se supone un diámetro, el nivel bajo del líquido (LLL) se selecciona o calcula, el nivel normal de líquido (NLL) se fija por medio del "holdup" del líquido y el nivel alto de líquido (HLL) se fija por el "surge" de líquido. El área de sección transversal entre HLL y el domo del recipiente se utiliza para separar el vapor; entonces la longitud del recipiente se calcula para ajustar el "holdup" y "surge" y facilitar la separación.

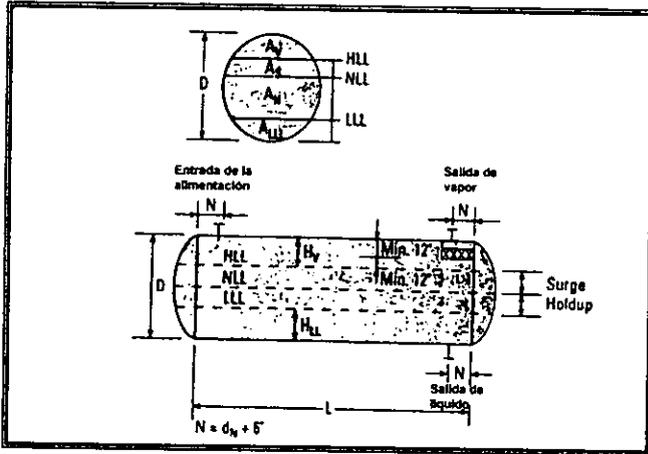


Figura 6.3 Separador horizontal de dos fases según Svrcek & Monnery

Las siguientes ecuaciones desarrolladas se utilizan para el cálculo del dimensionamiento de un separador horizontal. Para un separador horizontal el "balance del volumen" para la sección transversal es:

$$V_H + V_S = L(A_T - A_{VD} - A_{LLL}) \quad (6.4)$$

Los volúmenes de "surge" (V_S) y "holdup" (V_H) se calculan a partir de los tiempos de "surge" y "holdup" de acuerdo a la Tabla 5.3. El área del nivel bajo de líquido (A_{LLL}) es función de la altura del nivel bajo de líquido obtenida a partir de la Tabla 5.4 y el diámetro interior del recipiente. El área de separación de vapor mínima (A_{VD}) se especifica típicamente como 1 ó 2 pies o 20% del diámetro interior del recipiente, cualquiera que sea mayor. Este método de dimensionamiento asume que la A_{VD} sólo aumenta si la longitud requerida para la separación líquido-vapor es mucho más grande que la longitud requerida para el "holdup" y "surge", para un diámetro dado; entonces la Ec. 6.4 es función del diámetro, D , y la longitud, L .

Para un separador horizontal, la gota del líquido a separarse del gas tiene una fuerza de arrastre que no es directamente opuesta a la gravedad como en el caso vertical. Sin el tratamiento detallado del movimiento en dos fases de la partícula, muchas fuentes reconocen que la velocidad horizontal permisible puede ser más alta que la velocidad terminal. Esta puede mostrarse simplemente en la ecuación del tiempo de residencia de la gota de líquido a acumularse. Es decir, el tiempo que toma en viajar la longitud horizontal entre la entrada y la salida debe ser mayor que el tiempo que toma en acumularse en la distancia vertical a la superficie del líquido.

$$\frac{L}{U_{AH}} \geq \frac{H_V}{U_T} \quad (6.5)$$

donde:

L = longitud del recipiente, ft

U_{AH} = velocidad horizontal permisible, ft/s

U_T = velocidad terminal, ft/s

H_V = altura del área de separación de vapor, ft

Esto puede arreglarse en términos de la velocidad horizontal permisible:

$$U_{AH} \leq \frac{L}{H_V} U_T \quad (6.6)$$

La longitud L , dividida por la altura del área de separación del vapor H_v , debe ser siempre mayor que la unidad. La velocidad horizontal permisible es un tema subjetivo con muchas aproximaciones empíricas para modificar el valor de la "k" vertical en la literatura. Para el diseño de un separador horizontal, el procedimiento subsecuente utiliza una aproximación de acumulación de gota, el cual no requiere una modificación empírica del valor de "k" para acumuladores verticales.

Este procedimiento de dimensionamiento de separadores horizontales incorpora la optimización del diámetro y longitud a través de la minimización del tamaño de la coraza y cabezas. Para adicionar un grado conservador al diseño, el volumen utilizable en las cabezas se ignora.

6.1.4 Procedimiento de Dimensionamiento de Separadores Horizontales Propuesto por Grodal & Realf.

El principal problema que se presenta en la industria en el diseño de separadores se relaciona directamente con los costos; este problema puede solucionarse al utilizar técnicas de programación lineal para encontrar el diseño óptimo del separador; este diseño se restringe por un conjunto de relaciones mecánicas y dinámicas del fluido formuladas a partir de la teoría de

acumulación por gravedad, modelos de arrastre y problemas de control; para encontrar el diseño óptimo del separador que cumpla con estas restricciones puede utilizarse una técnica de programación lineal que es independiente del método de dimensionamiento.

Ya que el método de optimización es independiente del método de dimensionamiento y como no es objetivo de ésta tesis el describir las metodologías de optimización, solo se plantearán las ecuaciones y restricciones para encontrar el diseño óptimo del separador y después se aplicará la metodología para el dimensionamiento utilizando los valores encontrados con la ayuda de la programación lineal (véase Anexo).

Esta metodología de dimensionamiento se basa solo en la teoría de acumulación por dos razones: se cree que un modelo de optimización general debe basarse sobre los principios básicos tanto como sea posible y complementarse con los datos experimentales específicos de campo y además utiliza ciclones como internos de entrada ya que se ha demostrado que éstos ocasionan una mejor separación al reducir el número y tamaño de las gotas y reducir la creación de espuma.

Asimismo, el método se basa en tres principales suposiciones: La suposición de los problemas potenciales relacionados al espumamiento y acumulación de parafinas y emulsiones son resueltos satisfactoriamente por medio de la inyección de químicos, la suposición de que existe flujo plug y la suposición de que existan movimientos lineales de gotas y burbujas en la teoría de acumulación.

En general, la fuerza neta vertical que actúa sobre una gota/burbuja esférica perfecta sumergida en la fase estancada es la fuerza resultante de la fuerza de gravedad descendente y la fuerza boyante ascendente. Para las gotas de crudo en la fase gas continua, las siguientes expresiones para la velocidad de acumulación se obtienen igualando las dos fuerzas de la siguiente forma, que son las mismas que utiliza Arnold para determinar el coeficiente de arrastre y velocidad terminal (Ecs. 4.21 y 4.22), sin embargo Grodal hace pequeñas modificaciones y añade una ecuación que determina el número de Reynolds de la gota:

$$u_{og} = \left[\frac{4}{3} \frac{d_{og}}{C_{D,og}} g \frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} \quad (6.7)$$

donde:

u_{og} = velocidad de la gota de crudo en la fase gas, m/seg

d_{og} = diámetro de la gota/burbuja, m

$C_{D,og}$ = coeficiente de arrastre esférico de la gota de crudo en la fase gas

ρ_o = densidad del crudo, kg/m^3

ρ_g = densidad del gas, kg/m^3

El coeficiente de arrastre para régimen laminar y turbulento está dado por:

$$C_{D,og} = \frac{24}{N_{Re,og}} + \frac{3}{\sqrt{N_{Re,og}}} + 0.34 \quad (4.21)$$

donde:

$N_{Re,og}$ = número de Reynolds de la gota de crudo en la fase gas

y el número de Reynolds de la gota en la fase gas es dado por:

$$N_{Re,og} = \frac{\rho_g u_{og} d_{og}}{\mu_g} \quad (6.8)$$

donde:

μ_g = viscosidad del gas, kg/m seg

Las ecuaciones 4.21, 6.7 y 6.8 deben resolverse de manera iterativa para encontrar la velocidad de acumulación del crudo en el gas.

Restricción de la Capacidad del Gas.

El diseño para la capacidad del gas se basa en la acumulación por gravedad del crudo. La dirección de acumulación de las gotas de crudo puede ser perpendicular a la dirección de la velocidad del gas, esto se muestra en el patrón 1 de la Figura 4.2. El tiempo de viaje del gas a través de la sección de acumulación y el tiempo de acumulación para la gota puede establecerse respectivamente como:

$$t_g = \frac{L_e}{u_g} \quad (6.9)$$

y

$$t_{og} = \frac{(D_i - h_{L,L,L})}{u_{og}} \quad (6.10)$$

donde:

t_g = tiempo de viaje del gas, seg

t_{og} = tiempo de acumulación para la gota, seg

L_e = longitud de la sección de separación por gravedad, m

u_{og} = velocidad de la gota de crudo en la fase gas, m/seg

u_g = velocidad del gas, m/seg

D_i = diámetro interno del separador, m

h_{LLL} = altura desde el fondo del recipiente hasta el nivel bajo de líquido, m

La condición requerida para que se complete la acumulación de una gota de crudo de cierto tamaño, está dada por:

$$t_g \geq t_{og} \quad (6.11)$$

Substituyendo la ecuación 6.9 y 6.10 en la 6.11 y reemplazándola:

$$L_c \geq \frac{U_g(D_i - h_{LLL})}{u_{og}} \quad (6.12)$$

Al expresar la velocidad de gas en términos de velocidad de flujo volumétrico promedio y el área de sección transversal del gas se obtiene:

$$L_c \geq \frac{q_g(D_i - h_{LLL})}{u_{og}(A_{TV} - A_{NLL})} \quad (6.13)$$

donde:

q_g = flujo volumétrico de gas, m³/seg

A_{TV} = área de sección transversal del separador desde el fondo del recipiente hasta la parte superior, m²

A_{NLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel normal de líquido, m²

La desigualdad 6.13 es la restricción de la capacidad del gas en el separador.

Restricción de capacidad del crudo.

El diseño de la capacidad del crudo se basa en la acumulación por gravedad de las burbujas de gas de acuerdo con el patrón 3 de la Figura 4.2, y siguiendo una derivación similar a la ecuación 6.13 resulta, la restricción de capacidad de crudo para el separador:

$$L_c \geq \frac{q_o h_{HLL}}{u_{go} A_{NLL}} \quad (6.14)$$

donde:

q_o = flujo volumétrico de crudo, m³/seg

h_{HLL} = altura desde el fondo del recipiente hasta el nivel alto de líquido, m

A_{NLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel normal de líquido, m²

u_{go} = velocidad de la burbuja de gas en la fase líquida, m/seg

Restricción para la capacidad de manejo de flujo bache “slug” y de aumento súbito “surge”.

Como se comentó anteriormente, el separador debe diseñarse para manejar una cierta cantidad de flujo de aumento súbito (surge) y flujo bache (slug) sin que la alarma se active. Las capacidades de “surge” y “slug” se relacionan con el nivel normal de líquido y se formulan de la siguiente forma:

$$V_{\text{slug}} \leq (L_c + L_e + L_n)(A_{\text{HLL}} - A_{\text{NLL}}) \quad (6.15)$$

y

$$V_{\text{surge}} \leq (L_c + L_e + L_n)(A_{\text{NLL}} - A_{\text{LLL}}) \quad (6.16)$$

donde:

L_c = longitud de la sección del separador con ciclón, m

L_e = longitud de la sección de separación por gravedad, m

L_n = longitud de la sección final del separador, m

A_{HLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel alto de líquido, m²

A_{NLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel normal de líquido, m²

A_{LLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel bajo de líquido, m²

Restricción para la longitud/diámetro (L/D) y arrastre de líquido.

La L/D es una relación estructural de la relación entre la longitud interna y el diámetro interno del separador, es común determinar la relación de L/D basándose en la experiencia y consideraciones económicas. El límite máximo de la relación L/D se define por altas velocidades de gas que pueden inducir el arrastre de líquidos y el límite mínimo de la relación L/D se establece a partir de la geometría que promueve el flujo tapón. Arnold reporta que la relación más común está entre 3 y 5. Svrcek considera sus diseños con una relación L/D entre 1.5 y 6. Sin embargo, en estos procedimientos de diseño el criterio de L/D se comprueba hasta el final, si se disminuye o incrementa el diámetro, el diseño tiene que recalcularse.

Idealmente una relación alta de L/D debe ser función del punto de operación del separador subsecuentemente las fuerzas de arrastre varían en gran medida con las propiedades físicas de los fluidos. Viles (1993) presenta un procedimiento para predecir, cuando es posible, el arrastre en separadores horizontales. Este procedimiento se estableció basado en el análisis de datos experimentales que se traducen en relaciones que contienen la diferencia entre la velocidad horizontal máxima entre la fase gas y la fase líquida en la sección de acumulación de acuerdo a:

$$u_{r\text{max}} \geq u_g - u_o = \frac{q_g}{A_{\text{TV}} - A_{\text{NLL}}} - \frac{q_o}{A_{\text{NLL}} - A_{\text{NIL}}} \quad (6.17)$$

donde:

$u_{r\max}$ = velocidad máxima relativa entre la fase gas y fase líquida, m/seg

u_g = velocidad del gas, m/seg

u_o = velocidad del crudo, m/seg

A_{NLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel normal de líquido, m^2

A_{TV} = área de sección transversal del separador desde el fondo del recipiente hasta la parte superior, m^2

A_{NII} = área de sección transversal del separador desde el fondo del recipiente hasta el nivel normal de la interfase, m^2

La $u_{r\max}$ se define por el número de Reynolds de película y el número de viscosidad interfacial que caracteriza al flujo en dos fases.

$$N_{Ref} = \frac{\rho_o u_o D_H}{\mu_o} \quad (6.18)$$

$$N_\mu = \frac{\mu_o}{\left[\rho_o \sigma_{og} \left(\frac{\sigma_{og}}{g(\rho_o - \rho_g)} \right)^{0.5} \right]^{0.5}} \quad (6.19)$$

donde:

N_{Ref} = número de Reynolds de película

N_μ = número de viscosidad interfacial

ρ_o = densidad del crudo, kg/m^3

ρ_g = densidad del gas, kg/m^3

D_H = diámetro hidráulico, m

μ_o = viscosidad dinámica del crudo, $kg/m\text{ seg}$

g = aceleración gravitacional, 9.81 m/seg^2

σ_{og} = tensión superficial de la gota de crudo en la fase gas, Pa

El diámetro hidráulico general se define como:

$$D_H = \frac{4A_{HLL}}{P_{HLL}} \quad (6.20)$$

donde el perímetro mojado (P_{HLL}) está dado por:

$$P_{HLL} = D_i \cos^{-1} \left(\frac{1 - 2h_{HLL}}{D_i} \right) \quad (6.21)$$

A_{HLL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel alto de líquido, m^2

D_i = diámetro interno del separador, m

h_{HLL} = altura desde el fondo del recipiente hasta el nivel alto de líquido, m

La expresión u_{TMAX} es diferente para varios regímenes de flujo, a continuación se presenta manejando m/seg .

Para el régimen del número de Reynolds bajo ($N_{Re} < 160$)

$$u_{TMAX} = 0.4572(\sigma_{og}/\mu_o)(\rho_o/\rho_g)0.5N_{Re}^{-0.5} \quad (6.22)$$

Para régimen de transición ($160 \leq N_{Re} \leq 1635$)

si $N_{\mu} \leq 1/15$

$$u_{TMAX} = 3.5905(\sigma_{og}/\mu_o)(\rho_o/\rho_g)0.5N_{\mu}0.8N_{Re}^{-1/3} \quad (6.23)$$

y si $N_{\mu} > 1/15$

$$u_{TMAX} = 0.4115(\sigma_{og}/\mu_o)(\rho_o/\rho_g)0.5N_{Re}^{-1/3} \quad (6.24)$$

Para régimen turbulento ($N_{Re} > 1635$)

si $N_{\mu} = 1/15$

$$u_{TMAX} = 0.3048(\sigma_{og}/\mu_o)(\rho_o/\rho_g)0.5N_{Re}^{0.8} \quad (6.25)$$

si $N_{\mu} > 1/15$

$$u_{TMAX} = 0.03493(\sigma_{og}/\mu_o)(\rho_o/\rho_g)0.5, \quad (6.26)$$

Restricciones de nivel de alarma y nivel de falla.

Hay dos restricciones que deben satisfacerse simultáneamente, la primera establece que el tiempo de residencia equivalente entre el nivel de alarma y el nivel de falla tomando como referencia el nivel normal de líquido no debe ser menor de 30 seg (Δt_{NOR}). Así, las cuatro siguientes restricciones se relacionan al nivel líquido:

$$(q_o + q_w)\Delta t_{NOR} \leq (L_c + L_e + L_m)(A_i + A_j) \quad (6.27 \text{ a-d})$$

donde i y j son {HHLL, HLL, NLL, LLL} y {HLL, NLL, LLL, LLLL} respectivamente.

q_w = velocidad volumétrica de agua, m^3/seg

q_o = velocidad volumétrica de crudo, m^3/seg

A_{HHHL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel alto-alto de la interfase de líquido, m^2

A_{HHL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel alto de la interfase de líquido, m^2

A_{HHHL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel alto-alto de la interfase de líquido, m^2

A_{LLLIL} = área de sección transversal del separador desde el fondo hasta el nivel bajo-bajo de la interfase de líquido, m^2

La segunda restricción establece que la altura entre el nivel de alarma y el nivel de falla tomando como referencia el nivel normal de líquido no debe ser menor de 0.08m (Δh_{NOR}). Esto puede definirse de la siguiente forma:

$$\Delta h_{NOR} \leq (h_i - h_j) \quad (6.28 \text{ a-d})$$

donde i y j se definen como en las ecuaciones 6.27.

Restricción de Planta de Proceso Móvil.

Cuando los separadores se sitúan como recipientes flotantes, se tiene interés principalmente en el efecto de los movimientos en la separación. La instalación de baffles perforados puede controlar con éxito estos efectos.

En este modelo la distancia de interbafleo debe restringirse de acuerdo a la geometría de la Figura 6.4, conservadoramente se asume que el nivel máximo de inclinación NLL se simplifica en forma lineal desde el nivel bajo de líquido hasta el nivel alto de líquido.

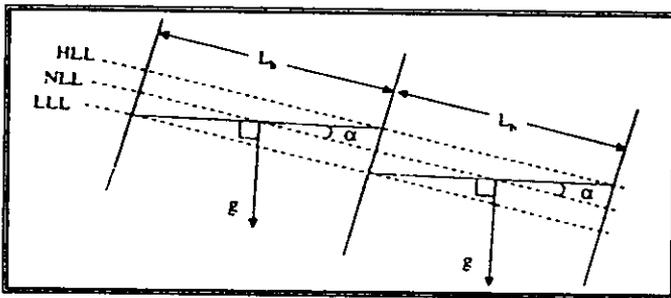


Figura 6.4 Modelo de espacio de interbafleo a un grado de inclinación "pitch" máximo

Así, el efecto de inclinación de un recipiente se describe por las cuatro siguientes restricciones:

$$h_u - h_v \geq \tan(\alpha)L_b/2 \quad (6.29 \text{ a-d})$$

donde:

u y v son {HLL, NLL, HIL, NIL} y {NLL, LLL, NIL, LIL} al mismo tiempo.

α = grado de inclinación o "pitch", grados

L_b = distancia de interbafleo. m

Diseño de las secciones de entrada y salida.

Se debe seleccionar un ciclón para ocasionar una separación en la sección de entrada, puede colocarse uno o múltiples ciclones cada uno diseñado para tomar una fracción de la entrada del flujo, existen varios diseños disponibles de ciclones para esta tarea. El diseño del ciclón es independiente del diseño del tamaño óptimo de los separadores en donde una longitud típica, L_c debe seleccionarse.

La sección final y sus internos se describen en la Figura 6.5. La longitud mínima de la sección final puede formularse así:

$$L_n \geq \max[L_{v,n}, d_{n,g}, 2d_{n,w}, + 2d_{n,o} + L_{weir}] \quad (6.30)$$

El tamaño mínimo de la boquilla está dado por:

$$d_n \geq 0.161\sqrt{q_n \rho_n^{0.5}} \quad (6.31)$$

donde:

n = crudo, gas, agua;

Las salidas de crudo y agua deben instalarse con rompe vórtices.

Respecto al eliminador de niebla utilizado este debe diseñarse para montarse en la salida del gas como se describe en la Figura 6.5.

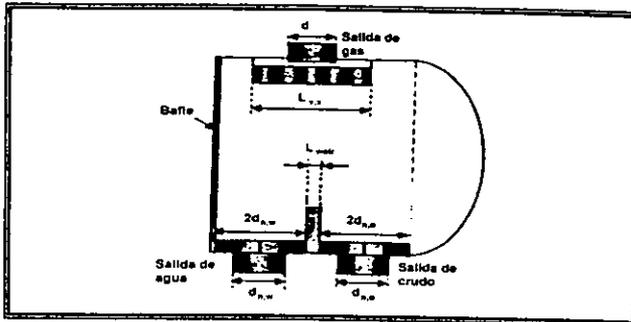


Figura 6.5 Detalles de la sección final en un separador horizontal dos fases

El flujo de gas vertical asciende a través de un conjunto de álabes paralelos con una altura total de 0.20 m ($h_{vdo} - h_{vdi}$) Figura 6.6. Verlaan (1991) encontró que el siguiente modelo es efectivo para un intervalo amplio de velocidad de gas donde la inundación y el arrastre se controlan por medio de la velocidad de gas máxima que se define por:

$$u_{g \max} = \frac{q_g}{L_{vx} L_{vz}} \leq 2.38 \left(\frac{\sigma_{og} g}{\rho_o} \right)^{0.25} \left(\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \quad (6.32)$$

donde el ancho eliminador de niebla con álabes (L_{vz}) para un separador horizontal está dado por:

$$L_{vz} = 2 \sqrt{D_i h_{vdm} - h_{vdm}^2} \quad (6.33)$$

donde:

h_{vdm} = altura del punto de montura del eliminador de niebla con álabes, m

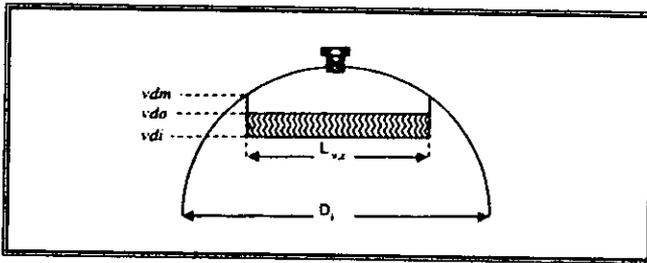


Figura 6.6 Sección transversal de un eliminador de niebla tipo "alabes" en la salida del gas

Restricciones de Seguridad.

Para que un separador sea seguro debe alejarse de ciertos estados y márgenes de seguridad indeseables. Los márgenes de seguridad son convenientemente iguales a Δh_s , como se muestra en la Figura 6.7.

Para evitar que la fase de crudo escape por la fase gas, antes de la salida debe existir una distancia mínima desde la entrada del extractor de niebla al nivel de fallo se define de la siguiente forma:

$$h_{vdi} + h_{IHLL} \geq \Delta h_s \quad (6.34)$$

donde:

h_{vdi} = altura desde el fondo del recipiente hasta la entrada al eliminador de niebla, m

h_{IHLL} = altura desde el fondo del recipiente hasta el nivel alto-alto de líquido, m

Δh_s = altura del margen de seguridad, m

El separador debe parar si la interfase crudo-gas alcanza el nivel bajo-bajo de líquido. El cierre de este evita que la fase gas escape fuera por la salida del líquido. Esto puede ocurrir cuando la interfase crudo-gas se aproxima a la altura del vertedero. Esta situación se puede evitar al cumplir con la siguiente restricción:

$$h_{LLLL} - h_{WH} \geq \Delta h_s, \quad (6.35)$$

donde:

h_{LLLL} = altura desde el fondo del recipiente hasta el nivel bajo-bajo de líquido, m

h_{WH} = altura desde el fondo del recipiente hasta el vertedero, m

Δh_s = altura del margen de seguridad, m

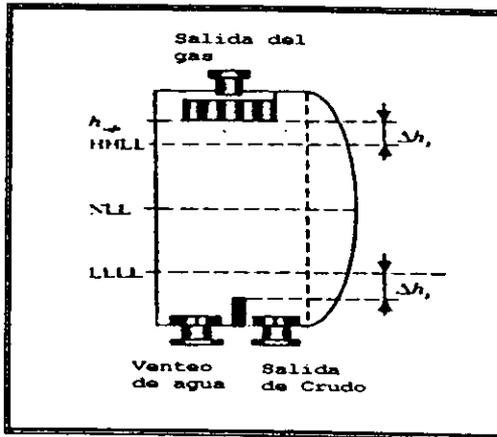


Figura 6.7 Detalles de los niveles de seguridad en la sección final del separador

Restricciones Lógicas y Geométricas.

Debido al manejo y transporte de los separadores se tienen algunos límites de tamaño globales superiores prácticos:

$$L = L_c + L_e + L_n + 2L_h + 2t_c \leq 20m \quad (6.36)$$

donde:

L = longitud del separador, m

L_c = longitud de la sección del separador con el ciclón, m

L_e = longitud de la sección de separación por gravedad, m

L_n = longitud de la sección final del separador, m

L_h = longitud de la sección de las tapas, m

t_c = factor de corrosión permisible, m

al elegir cabezas elípticas:

$$L_h = \frac{D_i}{4} \quad (6.37)$$

L_h = longitud de la sección de tapas del separador, m

y

$$D = D_i + 2t_c \leq 4.5m \quad (6.38)$$

donde:

D_i = diámetro interno del separador, m

D = diámetro total del separador, m

t_c = factor de corrosión permisible, m

La altura del vertedero se define de acuerdo a la siguiente restricción:

$$h_{WH} \leq h_{L.L.L.L} - \Delta h_s \quad (6.35)$$

donde:

h_{WH} = altura del fondo del vertedero hasta la altura del vertedero, m

$h_{L.L.L.L}$ = nivel bajo-bajo de líquido, m

Δh_s = altura de margen de seguridad, m

Por otro lado como se desea encontrar el diseño óptimo del separador es necesario establecer la función objetivo para el diseño del separador, que se define de la siguiente forma:

$$C = t_{cs} F_c \rho_s \left[\pi D_m (L_c + L_e + L_n) + 2F_a F_h D_m^2 \right] \quad (6.39)$$

donde:

C = costo de manufactura del separador, dls.

t_{cs} = sección cilíndrica del espesor de la pared, m

F_c = factor de costo por unidad de masa para construir la coraza del recipiente, \$/kg

ρ_s = densidad del acero, kg/m³

D_m = diámetro promedio del separador, m

L_c = longitud de la sección del separador con el ciclón, m

L_e = longitud de la sección de separación por gravedad, m

L_n = longitud de la sección final del separador, m

F_a = factor para determinar el área superficial de una tapa del recipiente a partir del diámetro del recipiente (≈ 1.09 para tapas elípticas 2:1)

F_h = relación de costo por unidad de masa para construir una tapa del recipiente comparado con la coraza del recipiente (usualmente de 1.5 a 3)

y el diámetro promedio del separador está dado de la siguiente forma:

$$D_m = \sqrt{\frac{D_i^2 + (D_i + 2t_{cs})^2}{2}} \quad (6.40)$$

donde:

D_m = diámetro promedio del separador, m

t_{cs} = sección cilíndrica del espesor de la pared, m

Además, los valores mínimos que restringen las variables del diseño deben ser positivos y establecen que:

$$D_i, L_e, h_{NLI} \geq 0 \quad (6.41 \text{ a-c})$$

Ecuaciones de diseño mecánico.

La industria del petróleo es muy segura y el diseño de los separadores utiliza reglas de diseño codificadas. Se utiliza el código ASME para determinar el espesor de la pared en la sección cilíndrica de la siguiente forma:

$$t_{cs} \geq \frac{P_D D_i}{2\sigma E - 1.2P_D} + t_c \quad (6.42)$$

donde:

D_i = diámetro interno del separador, m

P_D = presión de diseño, Pa

σ = esfuerzo de tensión, Pa

E = eficiencia de la soldadura,

t_c = corrosión permisible, m

Donde la presión de diseño (P_D) es la presión de operación más la adición de un incremento de cualquiera que sea mayor de 2 bar ó 10% de la presión de operación:

$$P_D \geq \max[P + 200000, 1.1P] \quad (6.43)$$

donde:

P = presión de operación, Pa

El esfuerzo permisible es un factor de seguridad respecto al esfuerzo de tensión del material, el código ASME sugiere un factor de seguridad 4 para separadores. El esfuerzo de tensión para el acero al carbón comúnmente utilizado para separadores es de 55000 psi, en el ejemplo de

dimensionamiento se utilizará un valor de $\sigma = 950$ bar. El intervalo para la eficiencia de 0.6 a 1.0. La corrosión permisible está en el intervalo de 1.5 mm a 3.2 mm.

Existen muchos diseños diferentes de tapas. Las tapas elípticas (2:1) proveen un diseño económico respecto al material de acuerdo a los códigos establecidos, y el cálculo del espesor requerido para las mismas se determina a partir de la siguiente ecuación:

$$t_{eh} \geq \frac{p_D D_i}{2\sigma E - 0.2p_D} \quad (6.43)$$

donde:

t_{eh} = espesor de la tapa, m

p_D = presión de diseño, Pa

σ = esfuerzo de tensión, Pa

E = eficiencia de la soldadura,

Finalmente la ecuación para calcular el área ocupada desde el fondo del recipiente para las diferentes alturas del mismo se define de la siguiente manera:

$$A = \left(h_1 - \frac{D_i}{2} \right) \sqrt{D_i h_1 - h_1^2} + \frac{D_i^2}{4} \sin^{-1} \left(\frac{2h_1}{D_i} - 1 \right) + \frac{\pi D_i^2}{8} \quad (6.45)$$

Por ejemplo, para encontrar el A_{HLL} debe sustituirse h_1 por h_{HLL} .

6.2 Ejemplo de Dimensionamiento de un Separador Horizontal.

Debido a que el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Grodal requiere datos más específicos en comparación con los otros procedimientos tales como: velocidades, propiedades físicas, tamaños de partícula, valores físicos y el establecimiento de ciertas variables se tomará como base el ejemplo de dimensionamiento propuesto por Grodal y posteriormente se aplicará el mismo para los demás métodos.

6.2.1 Caso de estudio para el dimensionamiento de un separador horizontal.

El separador de dos fases se alimenta de la salida de un separador de tres fases, se lleva a cabo la separación instantánea a 1.5 bar y 340°K, las propiedades físicas y velocidades se listan en la Tabla 6.1 de acuerdo con la separación de gotas de crudo de 100 micras en la fase gas y 250 micras de las burbujas de gas en la fase líquida. Los valores físicos y variables establecidas se muestran en la Tabla 6.2.

TABLA 6.1 Parámetros de Diseño

| | | |
|---|--|--|
| $D_{og} = 100 \times 10^{-6} \text{ m}$ | $\alpha = 10.0 \text{ grados}$ | $\rho_g = 2.417 \text{ kg/m}^3$ |
| $D_{go} = 250 \times 10^{-6} \text{ m}$ | $\mu_g = 6.43 \times 10^{-6} \text{ Pa}$ | $\rho_o = 795.2 \text{ kg/m}^3$ |
| $Q_g = 3.997 \text{ m}^3/\text{seg}$ | $\mu_o = 1.31 \times 10^{-3} \text{ Pa}$ | $\sigma_{og} = 2.18 \times 10^{-2} \text{ kg/s}^2$ |
| $Q_o = 0.206 \text{ m}^3/\text{seg}$ | -- | -- |

TABLA 6.2 Constantes Físicas y Variables Establecidas

| | | |
|-----------------------------------|--|-----------------------------------|
| $E = 1.0$ | $h_{vdo} = D_i - 0.2 \text{ (m)}$ | $\Delta h_{NOR} = 0.08 \text{ m}$ |
| $F_a = 1.09$ | $L_c = 1.0 \text{ m}$ | $\Delta h_s = 0.05 \text{ m}$ |
| $F_c = 5.0 \text{ \$/kg}$ | $L_{weir} = 0.01 \text{ m}$ | $\Delta t_{NOR} = 30 \text{ seg}$ |
| $F_h = 3.0$ | $t_c = 0.0032 \text{ m}$ | $\rho_s = 7850 \text{ kg/m}^3$ |
| $H_{vdm} = D_i - 0.1 \text{ (m)}$ | $\sigma = 950 \times 10^{-5} \text{ Pa}$ | --- |

6.2.2 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Grodal & Realff en el caso de estudio.

Primero se planteará la función objetivo y sus restricciones, después se aplicará el método de dimensionamiento.

Función objetivo:

$$C = t_{cs} F_c \rho_s \left[\pi D_m (L_c + L_e + L_n) + 2 F_s F_b D_m^2 \right]$$

Restricciones:

$$L_c \geq \frac{q_g (D_i - h_{LLL})}{u_{og} A_{NLL}}$$

$$L_e \geq \frac{q_c h_{LLL}}{u_{oc} A_{NLL}}$$

$$u_{rmax} \geq u_g - u_o = \frac{q_g}{A_{TV} - A_{NLL}} - \frac{q_o}{A_{NLL} - A_{NIL}}$$

$$h_{vd} - h_{IHLL} \geq \Delta h_s$$

$$h_{LLLL} - h_{WH} \geq \Delta h_s$$

$$L = L_c + L_e + L_n + 2L_b + 2t_c \leq 20m$$

$$D = D_i + 2t_c \leq 4.5m$$

$$D_i \geq 0$$

$$L_e \geq 0$$

$$h_{NLL} \geq 0$$

Al aplicar programación cuadrática (véase Apéndice) a la función objetivo con sus respectivas restricciones se obtienen los siguientes resultados: un diámetro de 1.998 m, $L_e = 10.95$ m y $h_{NLL} = 0.806$ m.

Ahora se aplicarán estos resultados en la metodología de dimensionamiento de la siguiente forma:

Cálculo de Constantes:

Primero se deben resolver las ecuaciones 4.21, 6.7 y 6.8 de manera iterativa por medio de un método numérico, puede utilizarse en este caso Newton-Rapson.

$$u_{og} = \left[\frac{4}{3} \frac{d_{og}}{C_{D,og}} \frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} = \left[\frac{4}{3} \frac{100 \times 10^{-6}}{C_{D,og}} \frac{9.81}{2.417} \right]^{0.5}$$

$$C_{D,og} = \frac{24}{N_{Re,og}} + \frac{3}{\sqrt{N_{Re,og}}} + 0.34$$

$$N_{Re,og} = \frac{\rho_g u_{og} d_{og}}{\mu_g} = \frac{2.417 * u_{og} * 100 \times 10^{-6}}{1.31 \times 10^{-6}}$$

resultando lo siguiente:

$$u_{og} = 0.399 \text{ m/seg}$$

$$C_{D,og} = 2.7146$$

$$N_{Re,og} = 15.0$$

Y para u_{go} , $C_{D,go}$, $N_{Re,go}$ de igual forma:

$$\langle u_{go} \rangle = \left[\frac{4}{3} \frac{d_{go}}{C_{D,go}} g \frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} = \left[\frac{4}{3} \frac{250 \times 10^{-6}}{C_{D,go}} 9.81 \frac{795.2 - 2.417}{2.417} \right]^{0.5}$$

$$C_{D,go} = \frac{24}{N_{Re,go}} + \frac{3}{\sqrt{N_{Re,go}}} + 0.34$$

$$N_{Re,go} = \frac{\rho_o u_{go} d_{go}}{\mu_o} = \frac{795.2 * u_{go} * 250 \times 10^{-6}}{1.31 \times 10^{-3}}$$

resultando:

$$u_{go} = 0.0167 \text{ m/seg}$$

$$C_{D,og} = 132.85$$

$$N_{Re,og} = 0.191$$

Calcular $d_{n,g}$ y $d_{n,o}$ con la Ecuación 6.31:

$$d_n \geq 0.161 \cdot q \rho^{0.5}$$

$$d_{n,g} \geq 0.161 \cdot (3.997)(2.417)^{0.5}$$

$$d_{n,g} \geq 0.4013$$

$$d_{n,o} \geq 0.161 \cdot (0.206)(795.2)^{0.5}$$

$$d_{n,o} \geq 0.3880$$

Cálculo de L_{vx} y L_{vz} con la ayuda de las Ecuaciones 6.32 y 6.33:

$$L_{vz} = 2\sqrt{D_i h_{vdm} - h_{vdm}^2} =$$

$$L_{vz} = 2\sqrt{(1.998)(1.998 - 0.1) - (1.998 - 0.1)^2} = 0.87132\text{m}$$

despejando L_{vx} de la Ecuación 6.32:

$$u_{g \text{ max}} = \frac{q_g}{L_{vx} L_{vz}} \leq 2.38 \left(\frac{\sigma_{og} g}{\rho_o} \right)^{0.25} \left(\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5}$$

$$L_{vx} = \frac{q_g}{2.38 \left(\frac{\sigma_{og} g}{\rho_o} \right)^{0.25} \left(\frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} * L_{vz}}$$

$$L_{vx} = \frac{3.997}{2.38 \left(\frac{2.18 \times 10^{-2} (9.81)}{795.2} \right)^{0.25} \left(\frac{795.2 - 2.417}{2.417} \right)^{0.5} * 0.8731} = 0.83106$$

Presión de diseño, Ecuación 6.43:

$$p_D = [1.5 \times 10^5 + 200000] = 3.5 \text{ bar}$$

Cálculo de las Variables de Diseño:

Cálculo de h_{HLL} máxima, Ecuación 6.28-b:

$$\Delta h_{NOR} \leq (h_{HLL} - h_{NLL})$$

despejando h_{HLL}

$$h_{HLL} \geq 0.24 + 0.806 \geq 1.046$$

Cálculo de h_{HHLL} máxima, Ecuación 6.28-a:

$$\Delta h_{NOR} \leq (h_{HHLL} - h_{HLL})$$

despejando h_{HHLL}

$$h_{HHLL} \geq 1.046 - 0.24 \geq 1.286$$

Cálculo de h_{LLL} min, Ecuación 6.28-c:

$$\Delta h_{NOR} \leq (h_{NLL} - h_{LLL})$$

despejando h_{HHLL}

$$0.24 - 0.86 \leq -h_{LLL}$$

$$h_{LLL} \geq 0.566$$

Cálculo de $h_{i,LLL}$, Ecuación 6.35:

$$h_{i,LLL} - h_{wh} \geq \Delta h_s$$

$$h_{i,LLL} \geq 0.05 + 0.2 \geq 0.25$$

Cálculo de L_b , Ecuación 6.29-b:

$$h_o - h_v \geq \tan(\alpha) L_b / 2$$

$$L_b \leq \frac{2(h_{HLL} - h_{NLL})}{\tan \alpha} \leq \frac{2(1.046 - 0.806)}{\tan(10)} \leq 2.722$$

Cálculo de t_{cs} , Ecuación 6.42:

$$t_{cs} \geq \frac{p_D D_i}{2\sigma E - 1.2P_D} + t_c$$

$$t_{cs} \geq \frac{3.5 \times 10^5 * 1998}{2(950 \times 10^5)1.0 - 1.2 * 3.5 \times 10^5} + 0.0032$$

$$t_{cs} \geq 0.00688$$

Cálculo del diámetro promedio, Ecuación 6.40:

$$D_m = \sqrt{\frac{D_i^2 + (D_i + 2t_{cs})^2}{2}} = 2.0049$$

Cálculo de L_n , Ecuación 6.30:

$$L_n \geq \max[L_{vx}, d_{n,g}, 2d_{n,w}, + 2d_{n,o} + L_{WH}]$$

$$L_n = 2(0.1) + 2(0.388) + 0.01 = 0.986$$

Cálculo de la capacidad del gas, Ecuación 6.13:

$$L_e \geq \frac{q_g (D_i - h_{LLL})}{u_{og} (A_{TV} - A_{NLL})}$$

$$L_e \geq \frac{3.997(1998 - 0.552)}{0.399(3.1553 - 1.184016)} \geq 7.3481$$

Cálculo de la capacidad del crudo, Ecuación 6.14:

$$L_e \geq \frac{q_o h_{HLL}}{u_{go} A_{NLL}} = \frac{(0.206)(1.046)}{(0.0167)(1.66152)}$$

$$L_e \geq 10.8975m$$

Para calcular la u_{rmax} es necesario conocer la velocidad del crudo en el recipiente por lo tanto se realizó el siguiente análisis:

$$A_g = \frac{q_g}{u_g} = \frac{3.997}{2.048} = 1.9516m^2$$

$$A_{TV} = \frac{\pi}{4} D_i^2 = 3.1353m^2$$

$$A_{NLL} = A_{TV} - A_g = 1.184016m^2$$

$$u_o = \frac{q_o}{u_o} = 0.1739 \text{ m / seg}$$

Cálculo del perímetro mojado, Ecuación 6.21:

$$P_{HLL} = D_i \cos^{-1} \left(1 - \frac{2h_{HLL}}{D_i} \right)$$

$$P_{HLL} = 1.998 \cos^{-1} \left(1 - \frac{2 * 1.046}{1.998} \right) = 3.2324 \text{ m}$$

Cálculo del diámetro hidráulico, Ecuación 6.20:

$$D_H = \frac{4A_{HLL}}{P_{HLL}} = \frac{4(1.66147)}{3.2323} = 2.05596 \text{ m}$$

Cálculo del número de Reynolds de capa (N_{Ref}), Ecuación 6.18 y del número de viscosidad interfacial, Ecuación 6.19:

$$N_{ref} = \frac{\rho_o u_o D_H}{\mu_o} = \frac{795.2 * 0.174 * 2.056}{1.31 * 10^{-3}} = 2.17104 * 10^5$$

$$N_\mu = \frac{\mu_o}{\left[\rho_o \sigma_{og} \left(\frac{\sigma_{og}}{(g(\rho_o - \rho_g))^{0.5}} \right) \right]^{0.5}}$$

$$N_\mu = \frac{1.31 * 10^{-3}}{\left[795.2 * 2.18 * 10^{-2} \left(\frac{2.18 * 10^{-2}}{(9.81(795.2 - 2.417))^{0.5}} \right) \right]^{0.5}} = 0.0077$$

Para régimen turbulento ($N_{Ref} > 1635$)

si $N_\mu = 1/15$, Ecuación 6.26:

$$u_{rmax} = 0.3048 (\sigma_{og} / \mu_o) (\rho_o / \rho_g)^{0.5} N_{Ref}^{0.8}$$

$$u_{rmax} = 0.3048 \left(\frac{2.18 * 10^{-2}}{1.31 * 10^{-3}} \right) \left(\frac{795.2}{2.417} \right)^{0.5} (0.0077)^{0.8} = 1.8749$$

Cálculo de la velocidad de gas máxima antes de pasar por el eliminador de niebla de álabes, Ecuación 6.32:

$$u_{gmax} = \frac{q_g}{L_{vx} L_{vz}} = \frac{3.997}{0.871 * 0.831} = 5.522 \text{ m/seg}$$

Cálculo del volumen de slug, Ecuación 6.15:

$$V_{slug} \leq (L_c + L_e + L_n)(A_{HLL} - A_{NLL})$$

$$V_{slug} \leq (1.0 + 10.951 + 0.987)(1.661470 - 1.184016) = 6.17729$$

Cálculo del volumen de "surge", Ecuación 6.16:

$$V_{\text{surge}} \leq (L_c + L_e + L_n)(A_{NLL} - A_{LLL})$$

$$V_{\text{surge}} \leq (1.0 + 10.951 + 0.987)(1.184016 - 1.132904) = 0.661287$$

Cálculo del tiempo del gas a través de la sección de acumulación, Ecuación 6.9:

$$t_g = \frac{L_e}{u_g} = \frac{10.951}{2.048} = 5.347167 \text{seg}$$

Cálculo del tiempo del líquido a través de la sección de acumulación, deducción de la Ecuación 6.9:

$$t_o = \frac{L_e}{u_o} = \frac{10.951}{0.1739} = 62.93 \text{seg}$$

Cálculo del tiempo de acumulación para una gota de crudo, Ecuación 6.10:

$$t_{og} = \frac{(D_i - h_{LLL})}{u_{og}} = \frac{(1.998 - 0.552)}{0.399} = 3.6240 \text{seg}$$

Cálculo de la longitud máxima del separador, Ecuación 6.36:

$$L = L_c + L_e + L_n + 2L_h + 2t_c \leq 20$$

$$L_h = \frac{D_i}{4} = 0.4995$$

$$L = 1.0 + 10.951 + 0.986 + 2(0.4995) + 2(0.0032) = 13.9424$$

Cálculo del diámetro máximo del separador, Ecuación 6.37:

$$D = D_i + 2t_c \leq 4.5 \text{m}$$

$$D = 1.998 + 2(0.0032) \leq 4.5$$

$$D = 2.0044 \leq 4.5$$

TABLA 6.3. Solución general para el separador horizontal obtenida con el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Grodal & Realf

| | | | |
|----------------------|--------------------------|----------------------------|---------------------------|
| $C_{D,og}=2.7146$ | $h_{HLL}=1.046\text{m}$ | $L_{VX}=0.831\text{m}$ | $t_{r,o}=62.93\text{seg}$ |
| $C_{D,go}=132.85$ | $h_{LLL}=0.566\text{m}$ | $L_{VZ}=0.87132\text{m}$ | $t_{og}=3.6240\text{seg}$ |
| $D=2.0044\text{m}$ | $h_{LLLL}=0.250\text{m}$ | $N_{Ref}=2.17 \times 10^5$ | $t_{g,o}=62.9\text{seg}$ |
| $D_H=2.0559\text{m}$ | $h_{NLL}=0.806\text{m}$ | $N_{R,og}=15.0$ | $u_g=2.048\text{m/seg}$ |
| $D=1.998\text{m}$ | $h_{WH}=0.2\text{m}$ | $N_{R,og}=0.191\text{m}$ | $u_o=0.1739\text{m/seg}$ |

| | | | |
|--------------------------|----------------------|----------------------------------|-------------------------------|
| $D_m=2.0049$ | $L=13.9424\text{m}$ | $N_\mu=0.0077$ | $u_{og}=0.399\text{m/seg}$ |
| $d_{n,g}=0.413\text{m}$ | $L_b=2.722\text{m}$ | $P_D=3.5 \times 10^5 \text{ Pa}$ | $u_{og}=0.0167\text{m/seg}$ |
| $d_{n,o}=0.388\text{m}$ | $L_c=10.951\text{m}$ | $t_{cs}=0.0069\text{m}$ | $u_{gmax}=1.8749\text{m/seg}$ |
| $d_{n,w}=0.1\text{m}$ | $L_b=0.986\text{m}$ | $t_{r,g}=5.3\text{seg}$ | $U_{rmax}=1.87\text{m/seg}$ |
| $h_{HILL}=1.286\text{m}$ | $L_n=0.4995\text{m}$ | -- | -- |

El estado de las restricciones de diseño se determina a partir de las diferencias entre los valores máximos establecidos para el diseño del separador y los valores resultantes para el diseño óptimo, es decir que las restricciones 2, 3 y 5 (la capacidad del crudo, el arrastre y la restricción que evita que el gas se succione por la salida del crudo) son las variables que limitan el diseño. Por otra parte, la capacidad del gas no restringe el diseño, pero la velocidad del gas se restringe por la restricción del arrastre. Así, un diseño con un diámetro menor no es viable para diseños con las secciones de acumulación por gravedad mayores.

TABLA 6.4 Estado de las restricciones en el diseño óptimo del separador horizontal

| Restricción # | Estado | Restricción # | Estado |
|---------------|-----------|---------------|-----------|
| 1) Ec. 6.9 | -3.6110 m | 6) Ec. 6.36 | -6.058 m |
| 2) Ec. 6.11 | 0.0 m | 7) Ec. 6.38 | -2.488 m |
| 3) Ec. 6.17 | 0.0 m | 8) Ec. 6.41a | -1.998 m |
| 4) Ec. 6.32 | -0.258 m | 9) Ec. 6.41b | -10.951 m |
| 5) Ec. 6.33 | 0.0 m | 10) Ec. 6.41c | -0.806 m |

6.2.3 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Arnold & Stewart en el caso de estudio.

1. Cálculo de la constante de velocidad terminal "k":

$$P = 1.5 \text{ bar} = 21.7557 \text{ psi},$$

$$T = 340 \text{ K} = 612.33^\circ\text{F}$$

$$\rho_g = 2.147 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{aire std}} = 1.22 \text{ kg/m}^3$$

$$S = \frac{2.417}{1.2256} = 1.9721$$

$$\frac{SP}{T} = \frac{(1.9721 * 21.7557)}{612.33} = 0.0701$$

$$S.G.L = \frac{\rho_L}{\rho_{H_2O}} = \frac{795.2}{1000} = 0.7959$$

$$^\circ\text{API} = \frac{141.5}{0.7959} - 131.5 = 46.2862$$

Utilizando la Figura 5.1 se obtiene el valor de $k=0.145$ y a partir de las Figuras 3.1 a 3.6 (véase Apéndice) el valor de $Z=0.98$.

2. Calcular la restricción de la capacidad del gas, Ecuación 6.1:

$$Q_g = 3.9997 \text{ m}^3/\text{seg} = 0.3453 \text{ MMscfd}$$

$$DL_{\text{eff}} = 42 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] k = 42 \left[\frac{612.33 * 0.98 * 0.3453}{21.75} \right] 0.145 = 55.0583$$

3. Calcular la restricción de la capacidad del líquido (Ecuación 6.3), los valores de D y L_{eff} que satisfagan la restricción de tiempo de residencia.

$$Q_l = 0.206 \text{ m}^3/\text{seg} = 1.211067 \times 10^5$$

$$D^2 L_{\text{eff}} = \frac{t_r Q_l}{0.7} = \frac{t_r * 1.211067 \times 10^5}{0.7}$$

4. Estimar la longitud tangente-tangente (Ecuación 5.6 ó 5.7).

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

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

5. Seleccionar el dimensionamiento de diámetro y longitud razonable. Sin exceder la relación L/D 5, comúnmente se utiliza entre 3 y 4.

TABLA 6.5 Diámetro vs longitud para la restricción de la capacidad del gas.

| D (in) | L_{eff} (ft) | L_{ss} (ft) |
|--------|----------------|---------------|
| 16 | 3.441 | 4.7745 |
| 20 | 2.7529 | 4.4196 |
| 24 | 2.2941 | 4.2941 |
| 28 | 1.9664 | 4.2997 |
| 32 | 1.7206 | 4.3872 |
| 36 | 1.5294 | 4.5294 |
| 40 | 1.3765 | 4.7098 |
| 44 | 1.2513 | 4.9180 |
| 48 | 1.1470 | 5.1470 |

Tabla 6.6 Diámetro Vs longitud para la restricción de la capacidad de líquido.

| t, (min) | D (in) | L_{eff} (in) | L_{ss} (ft) | $(12)L_{ss}/D$ |
|----------|--------|----------------|---------------|----------------|
| 0.5 | 60 | 22.2433 | 27.24 | 5.44 |
| | 64 | 19.5498 | 24.88 | 4.66 |
| | 68 | 17.3175 | 22.98 | 4.05 |
| | 72 | 15.4468 | 21.44 | 3.57 |
| | 76 | 13.8636 | 20.19 | 3.18 |
| | 80 | 12.5119 | 14.17 | 2.87 |
| | 84 | 11.3486 | 18.34 | 2.62 |
| | 88 | 10.3404 | 17.67 | 2.41 |

| t_r (min) | D (in) | L_{eff} (in) | L_{ss} (ft) | $(12)L_{w}/D$ |
|-------------|--------|----------------|---------------|---------------|
| 0.5 | 92 | 9.4608 | 17.12 | 2.23 |
| 1.0 | 60 | 44.4867 | 49.4867 | 9.80 |
| | 64 | 39.0997 | 44.4330 | 8.3 |
| | 68 | 34.6350 | 40.301 | 7.11 |
| | 72 | 30.8936 | 36.893 | 6.14 |
| | 76 | 27.7272 | 34.0605 | 5.37 |
| | 80 | 25.0238 | 31.6904 | 4.75 |
| | 84 | 22.6973 | 29.6973 | 4.24 |
| | 88 | 20.6808 | 28.0141 | 3.82 |
| | 92 | 18.9216 | 26.5882 | 3.4 |
| 1.5 | 60 | 66.73 | 71.73 | 14.34 |
| | 64 | 58.64 | 63.98 | 11.99 |
| | 68 | 51.95 | 57.61 | 10.16 |
| | 72 | 46.34 | 52.34 | 8.72 |
| | 76 | 41.59 | 47.92 | 7.56 |
| | 80 | 37.53 | 44.20 | 6.63 |
| | 84 | 34.04 | 41.04 | 5.86 |
| | 88 | 31.02 | 38.35 | 5.23 |
| | 92 | 28.38 | 36.04 | 4.70 |
| 2.0 | 60 | 88.97 | 93.97 | 18.7 |
| | 64 | 78.19 | 83.53 | 15.6 |
| | 68 | 69.27 | 74.93 | 13.2 |
| | 72 | 61.78 | 67.78 | 11.29 |
| | 76 | 55.45 | 61.78 | 9.75 |
| | 80 | 50.04 | 56.71 | 8.5 |
| | 84 | 45.39 | 52.39 | 7.48 |
| | 88 | 41.36 | 48.69 | 6.64 |
| | 92 | 37.84 | 45.5 | 5.93 |

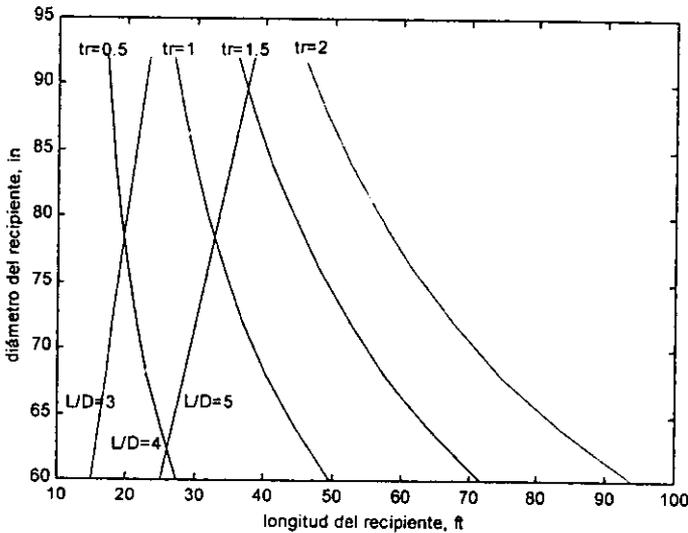


Figura 6.8 Longitud vs. diámetro del recipiente.

De acuerdo a la Figura 6.8 existe un intervalo de probables resultados para un tiempo de residencia de 0.5 a 1 minuto y un intervalo para L/D de 3 a 5, de acuerdo a esto las probables soluciones pueden ser: un separador de 72 in (6 ft) de diámetro por 21.44 ft de longitud con un tiempo de residencia de 0.5 min y una L/D de 3.5 o un separador de 88 in (7.5 ft) de diámetro por 28 ft de longitud para un tiempo de residencia de 1 minuto y una L/D de 3.8.

6.2.4 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Bradley en el caso de estudio.

Dimensionamiento del volumen ocupado por el gas:

Sustituyendo en la Ecuación 4.17:

$$A_g = \frac{q_g}{86400 F_{co} \left(\frac{1}{Z_g} \right) \left(\frac{P}{P_b} \right) \left(\frac{T_b}{T} \right) \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2}} =$$

$$A_g = \frac{1.2196 \times 10^7}{86400 * 0.707 \left(\frac{1}{0.98} \right) \left(\frac{21.75}{14.7} \right) \left(\frac{520}{1062.3} \right) \left(\frac{795.2 - 2.417}{2.417} \right)^{1/2}} = 8.5993 \text{ ft}^2$$

Dimensionamiento del volumen ocupado por el crudo:

Para determinar el volumen ocupado por el crudo se supusieron las longitudes mostradas en la Tabla 6.7 y se calculó el área ocupada para cada longitud, el área total, el diámetro del recipiente y el porcentaje ocupado por el líquido en el mismo:

| TABLA 6.7 Volumen ocupado por el crudo para el ejemplo de dimensionamiento | | | | |
|--|---------|--------------------------------------|-----------------------|--------------|
| L (ft) | D (ft) | Área ocupada por el crudo A_o (ft) | Area total A_T (ft) | % de Líquido |
| 5 | 11.1644 | 87.2960 | 97.8959 | 89.17 |
| 10 | 8.3108 | 43.6480 | 54.2473 | 80.46 |
| 15 | 7.1095 | 29.0987 | 39.6980 | 73.30 |
| 20 | 6.4251 | 21.8240 | 32.4233 | 67.31 |
| 25 | 5.9770 | 17.4592 | 28.0585 | 62.22 |
| 30 | 5.6586 | 14.5493 | 25.1486 | 57.85 |
| 35 | 5.4198 | 12.4709 | 23.0702 | 54.06 |
| 40 | 5.2334 | 10.9120 | 21.5113 | 50.73 |
| 45 | 5.0838 | 9.6996 | 20.2989 | 47.78 |
| 50 | 4.9609 | 8.7296 | 19.3289 | 45.16 |
| 55 | 4.8580 | 7.9360 | 18.5353 | 42.82 |
| 60 | 4.7705 | 7.2747 | 17.8746 | 40.70 |
| 65 | 4.6959 | 6.7151 | 17.3144 | 38.78 |

El volumen requerido para el crudo es:

$$V_o = \left(0.206 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} \right) (60 \text{seg}) = 12.36 \text{m}^3 = 436.48 \text{ft}^3$$

De acuerdo a la Tabla 6.7 la longitud necesaria para el recipiente es de 40 ft y por lo tanto:

El área de sección transversal del crudo es:

$$A_o = \frac{436.48}{40} = 10.9120 \text{ft}^2$$

Para el dimensionamiento de recipiente:

| | |
|---------------------|-------------------------|
| Area para el gas: | 8.5993 ft ² |
| Area para el crudo: | 10.9120 ft ² |
| Espacio muerto: | <u>2 ft²</u> |
| Area Total | 21.5113 ft ² |

El espacio muerto o de reserva entre el crudo y el gas generalmente se asume que sea de 10 a 30% del espacio gas.

El espacio ocupado por el líquido es la relación del área ocupada por el gas y el área total del recipiente $10.9120/21.5113 = 50.73\%$.

Finalmente el diámetro del recipiente se determina a partir del área total del recipiente:

$$D = \sqrt{\frac{215113}{0.7854}} = 5.2334 \text{ ft}$$

Así, las dimensiones del recipiente de acuerdo a este procedimiento son: 5.5 ft de diámetro por 40 ft de longitud.

6.2.5 Aplicación del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svrcek & Monnery en el caso de estudio.

1. Calcular el flujo de vapor y de líquido (Ecuaciones 5.9 y 5.10), para este caso son datos.
2. Calcular la velocidad de vapor terminal vertical, U_T utilizando la Ec. 5.8, (el valor de k de acuerdo a la Tabla 4.1, sin extractor de niebla), siendo $U_v = 0.75U_T$ para un diseño conservador.

$$k = 0.35 - 0.01 \left(7.0557 - \frac{100}{100} \right) = 0.3267$$

$$u_T = k \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} = 0.3267 \sqrt{\frac{49.5981 - 0.1508}{0.1508}} = 5.9159$$

$$u_v = 0.75u_T = 4.4369$$

3. Seleccionar el tiempo de "holdup" de acuerdo con la Tabla 5.3 y calcular el volumen de "holdup", V_H utilizando la Ec. 5.11:

$$V_H = (T_H)(Q_L) = 2 \text{ min} * 436.4893 \text{ ft}^3 / \text{min} = 872.9786 \text{ ft}^3$$

4. Si el tiempo de aumento súbito "surge" no se especifica, seleccionar el tiempo surge de la Tabla 5.3 y calcular el volumen de "surge", V_S , utilizando la Ec. 5.12.

$$V_S = T_S Q_L = 1 \text{ min} * 436.48 \text{ ft}^3 / \text{min} = 436.48 \text{ ft}^3$$

5. Obtener un estimado inicial del diámetro a la siguiente Ecuación (6.45) y la Tabla 6.8:

$$D = \left(\frac{4(V_H + V_S)}{\pi(0.6)(L/D)} \right)^{1/3} = \left(\frac{4(872.9786 + 436.4893)}{\pi(0.6)(3)} \right)^{1/3} = 9.74 \approx 10.0 \text{ ft}$$

(redondear al múltiplo de 0.5 ft más cercano)

TABLA 6.8. Guía de relaciones L/D

| Presión de Operación del Recipiente (psig) | L/D |
|--|---------|
| 0 < P < 250 | 1.5-3.0 |
| 250 < P < 500 | 3.0-4.0 |
| 500 < P | 4.0-6.0 |

6. Calcular el área de sección transversal total, A_T (Ecuación 6.46):

$$A_T = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} 10 \text{ ft}^2 = 78.5398 \text{ ft}^2$$

7. Calcular la altura del nivel bajo de líquido, utilizando la siguiente ecuación (Ecuación 6.47) o la Tabla 5.4:

$$H_{LLL} = 0.5(10) + 7 \text{ in} = 12 \text{ in}$$

8. A partir de H_{LLL}/D , se obtiene A_{LLL}/A_T al emplear la Tabla 6.9 y así calcular el área de nivel bajo de líquido, A_{LLL} .

$$X = \frac{1}{10} \Rightarrow Y = 0.0520$$

$$A_{LLL} = 0.052(78.5398) = 4.0838 \text{ ft}^2$$

9. Utilizando H_V/D , se obtiene A_V/A_T empleando la Tabla 6.9 para calcular el A_V :

$$H_V = 2 \text{ ft}, X = \frac{2}{10} \Rightarrow Y = 0.1425$$

$$A_V = 0.1425(78.5398) = 11.1897 \text{ ft}^2$$

TABLA 6.9 Conversiones de área y altura cilíndricas

$$Y = (a + cX + eX^2 + gX^3 + iX^4) / (1.0 + bX + dX^2 + fX^3 + hX^4)$$

$$H/D \text{ a } A/A_T$$

$$Y = A/A_T$$

$$X = H/D$$

$$a = 4.755930E-5$$

$$b = 3.924091$$

$$c = 0.174875$$

$$d = -6.358805$$

$$e = 5.668973$$

$$f = 4.018448$$

$$g = -4.916411$$

$$h = -1.801705$$

$$i = -0.1453348$$

$$A/A_T \text{ a } H/D$$

$$Y = H/D$$

$$X = A/A_T$$

$$a = 0.00153756$$

$$b = 26.787101$$

$$c = 3.299201$$

$$d = -22.923932$$

$$e = 24.353518$$

$$f = -14.844824$$

$$g = -36.999376$$

$$h = 10.529572$$

$$i = 9.892851$$

10. Calcular la longitud mínima para acomodar el holdup/surge del líquido, Ecuación 6.48:

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}} = \frac{872.9786 + 436.4893}{78.5398 - 11.1897 - 4.0838} = 20.6977 \text{ ft}$$

11. Calcular el tiempo de separación del líquido, Ecuación 6.49:

$$\phi = \frac{H_V}{u_V} = \frac{2}{4.4369} = 0.4508 \text{ seg}$$

12. Calcular la velocidad real del vapor, U_{VA} , Ecuación 6.50:

$$U_{VA} = \frac{Q_V}{A_V} = \frac{141.1527}{11.1897} = 12.6145 \text{ ft/seg}$$

13. Calcular la longitud mínima requerida para la separación líquido-vapor, $L_{M/N}$, Ecuación 6.51:

$$L_{M/N} = U_{VA} \phi = 0.4508 * 12.6145 = 5.6866 \text{ ft}$$

$$L \gg L_{M/N}$$

14. Calcular el espesor de la coraza y cabezas de acuerdo a la Tabla 6.10.

$$t_s = \frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_C = \frac{23.9313 * 120}{2(17500)(0.85) - 1.2(23.9313)} + \frac{1}{16}$$

$$t_s = 0.1591 \text{ in}$$

$$t_H = \frac{PD}{2SE - 0.2P} = \frac{23.9313 * 120}{(2 * 17500 * 0.85) - (0.2 * 23.9313)} + \frac{1}{16}$$

$$t_H = 0.1590 \text{ in}$$

15. Calcular el área de la superficie de la coraza y cabezas de acuerdo a la Tabla 6.10.

$$A_s = \pi DL = \pi * (10\text{ft})(21\text{ft}) = 659.7345 \text{ ft}^2$$

$$A_H = 1.09(5.0\text{ft})^2 = 109 \text{ ft}^2$$

16. Calcular el peso aproximado del recipiente de acuerdo a la Tabla 6.10.

$$W = \left(490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right) \left(\frac{t}{12}\right) (A_s + 2A_H) = (490) \left(\frac{0.1590}{12}\right) (659.73 + (2 * 109))$$

$$W = 5698.7 \text{ lb}$$

TABLA 6.10. Area superficial del espesor de la pared y aproximación del peso del recipiente

| | Espesor de la Pared (in) | Area Superficial (ft ²) |
|--|---|-------------------------------------|
| Coraza | $\frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_c$ | πDL |
| 2:1 tapas elípticas | $\frac{PD}{2SE - 0.2P} + t_c$ | $1.09D^2$ |
| Tapas hemielípticas | $\frac{PD}{4SE - 0.4P} + t_c$ | $1.57D^2$ |
| Tapas planas | $\frac{0.885PD}{SE - 0.1P} + t_c$ | $0.842D^2$ |
| Peso aproximado del recipiente | $W = \left(490 \frac{lb}{ft^3}\right) \left(\frac{t}{12}\right) (A_v + 2A_H)$ | |
| <p>Donde:</p> <p>P, presión de diseño, psig (Típicamente, presión de operación + (15-30) psi o 10-15%, cualquiera que sea mayor)</p> <p>D, diámetro, in</p> <p>S, esfuerzos permisible</p> <p>E, eficiencia de soldadura (0.6-1.0), 0.85 para soldadura examinada por inspección y 1.0 para 100% soldaduras examinadas con rayos-X)</p> <p>t_c = corrosión permisible, t = espesor, in</p> | | |

En resumen después de aplicar las principales metodologías de dimensionamiento de separadores se obtuvo lo siguiente: se partió de la base del procedimiento de dimensionamiento propuesto por Grodal que señala que para un separador horizontal con las características del ejemplo de dimensionamiento propuesto requiere un separador horizontal de 2 m (6.5 ft) de diámetro por 13.94 m (46 ft) de longitud con un tiempo de residencia de crudo de ≈1 minuto.

Según Arnold para el mismo separador de acuerdo a la Figura 6.8, las probables soluciones son: un separador de 72 in (6 ft) de diámetro por 21.5 ft de longitud con un tiempo de residencia de 0.5 min o un separador de 88 in (7.5 ft) de diámetro por 28 ft de longitud con un tiempo de residencia de 1 minuto.

Las dimensiones del recipiente de acuerdo al procedimiento propuesto por Bradley son las siguientes: 5.5 ft de diámetro por 40 ft de longitud con 50.73% de líquido en el recipiente con un tiempo de residencia de 1 min.

Finalmente al aplicar el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svrcek se obtuvo un recipiente con las siguientes dimensiones: 10 ft de diámetro por 21 ft de longitud con un tiempo de residencia de 1 min.

Los resultados de los procedimientos aplicados se resumen en la siguiente tabla:

| TABLA 6.11 Resultados del ejemplo de dimensionamiento del separador horizontal | | | | |
|--|--------|---------|---------|--------|
| | GRODAL | ARNOLD | BRADLEY | SVRCEK |
| Diámetro (ft) | 6.5 | 6,7.5 | 5.5 | 10 |
| Longitud (ft) | 46 | 21.5,28 | 40 | 21 |
| t_r (min) | 1 | 0.5, 1 | 1 | 1 |
| L/D | 6.5 | 3.5,3.7 | 7.2 | 2.1 |

Para el caso de los procedimientos de diseño de separadores horizontales crudo-gas convencionales se verificó que los procedimientos de dimensionamiento son cálculos iterativos y se basan en una combinación de las teorías de acumulación y tiempo de residencia, sin embargo, se encontró que los procedimientos de diseño de separadores horizontales convencionales tienden a basarse solo en la teoría de acumulación, esto se debe a que la teoría del tiempo de residencia limita la libertad del diseño del separador, ya que al aplicar ésta rutinariamente no puede considerarse como un indicador confiable de la calidad del efluente, porque se restringe a ciertas condiciones de operación, características de crudo, internos y tamaño de recipiente, además, el uso de internos cada vez más eficientes tales como ciclones aumentan la confiabilidad de eliminar la teoría de tiempo de residencia, sin embargo, es necesaria la utilización de modelos para predecir el arrastre de líquido en la corriente de gas. Además, al ser los procedimientos de dimensionamiento iterativos requieren un número significativo de iteraciones para establecer un diseño factible y aceptable debido a la naturaleza multivariable de los procedimientos de prueba y error, es por esto que los procedimientos de diseño de separadores horizontales tienden a ser de naturaleza fija en el procedimiento de solución. Pero, un procedimiento de dimensionamiento como éste no representa un análisis eficiente de la interfase para la valorización y flexibilidad del diseño, es por esto que se debe analizar el diseño óptimo para tratar de establecer el diseño para el recipiente lo más simple posible.

Luego de revisar las características y los resultados de los principales procedimientos de dimensionamiento de separadores horizontales se puede decir que el procedimiento que define el diseño óptimo del recipiente propuesto por Grodal & Realff es el punto de partida para el dimensionamiento del recipiente debido a que éste es el procedimiento más completo puesto que está restringido por un conjunto de relaciones mecánicas y dinámicas del fluido formuladas a partir de la teoría de acumulación por gravedad, modelos de arrastre y problemas de control, que lo hacen más completo en comparación con los otros tres procedimientos, sin embargo, no siempre el diseño óptimo es el más conveniente, por lo que es necesario relizar un análisis interfacial para definir las variables que para cada caso en particular limiten el diseño; para este ejemplo de dimensionamiento se encontró que la capacidad del crudo, el arrastre de líquido en la corriente de gas y la restricción que evita que el gas se succione por la salida del crudo son las variables que limitan el diseño. Pero a pesar de que la capacidad del gas no restringe el diseño, la velocidad del gas se limita por la restricción del arrastre de líquido en la corriente de gas, esto significa que no es conveniente reducir el diámetro del recipiente en este caso en particular. Después de hacer éste análisis y como la longitud obtenida por el procedimiento de optimización es muy grande, se puede complementar éste procedimiento con otro a fin de encontrar un recipiente con dimensiones más adecuadas, es decir, ésta no es una solución única y no solo una combinación de diámetro y longitud del separador satisfecerá un requerimiento de capacidad dado, por lo tanto, hay una serie de tamaños (relaciones L/D) que pueden utilizarse para cada aplicación. Luego de analizar las características de los otros tres procedimientos se puede decir que la mejor opción para complementar el procedimiento propuesto por Grodal es el procedimiento propuesto por Svercek ya éste incluye control interfacial, no utiliza gráficas, es adecuado para un amplio intervalo de relaciones L/D y es una buena aproximación a lo que se práctica comúnmente en la industria, esto se demostró al ver que para éste mismo caso de estudio se obtuvo un separador con unas dimensiones más convenientes además de que no rebasó la restricción del diámetro, no se puede decir lo mismo de los resultados obtenidos con el procedimiento propuesto por Bradley ya que se obtuvo un recipiente con un diámetro menor que el obtenido por el diseño óptimo además de que tiene cierta subjetividad al utilizar gráficas para su cálculo y finalmente en el caso del procedimiento propuesto por Arnold, a pesar de que se obtuvieron mejores dimensiones no es un procedimiento muy confiable ya que su subjetividad es aún más elevada en comparación con el procedimiento propuesto por Bradley, debido a que es un procedimiento gráfico y el intervalo de L/D que utiliza es muy corto, además en estos dos últimos procedimientos no se prevé el manejo de flujo intermitente limitandose al manejo de solo el 50% de líquido en el recipiente lo que da una ventaja más al procedimiento propuesto por Svercek.

7. SEPARADORES CRUDO-GAS NO CONVENCIONALES.

La tecnología de separación se ha basado en la tecnología convencional durante décadas. Sin embargo, los recipientes separadores son largos, pesados y caros en su compra y operación. La industria petrolera hasta la fecha se ha respaldado sobre recipientes de tipo convencional para procesar fluidos de los yacimiento que contienen crudo/agua/gas. Recientemente, esta industria ha mostrado bastante interés en la búsqueda de alternativas innovadoras a los separadores convencionales que sean compactos, de bajo peso, bajo costo de capital y operación. Esta búsqueda ha encontrado una alternativa de separación más eficiente y menos cara, en los llamados separadores compactos ó separadores Ciclónicos Cilíndricos Líquido Gas (GLCC), estos separadores son simples, de bajo costo y peso, requieren poco mantenimiento y son fáciles de instalar y operar. La Figura 7.1 muestra esquemáticamente una curva donde se representa el desarrollo de algunas de las tecnologías de separación.

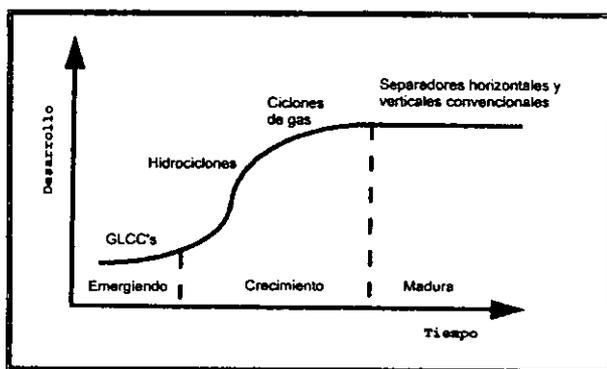


Figura 7.1 Desarrollo de las tecnologías de separación.

Como se muestra en la Figura anterior los separadores verticales y horizontales del tipo recipientes convencionales son una tecnología madura, con solo mejoras menores como el desarrollo de nuevos dispositivos internos o sistemas de control, por otro lado los hidrociclones se encuentran en la región de crecimiento pero a pesar de su alta eficiencia y tecnología relativamente madura estos separadores son recipientes de grandes dimensiones es por ello que el desarrollo de una clase emergente de separadores verticales conocidos como Ciclones Cilíndricos Líquido Gas (GLCC) se ha desarrollado recientemente.

Se ha indicado el beneficio de la utilización de los separadores ciclónicos al realizar pruebas comparativas con otro tipo de separadores, las pruebas se desarrollaron por Oranje (1990) utilizando varios tipos de separadores con un mismo diámetro interno y las mismas condiciones de operación. Los resultados de estas pruebas se reflejan en la siguiente Tabla:

| TABLA 7.1 Capacidades de flujo de gas | | |
|---------------------------------------|--|--|
| Diámetro interno 0,5 m. | Capacidad de Gas (m ³ /día) a 40000 kPa | D _{crit} (tamaño de la gota atrapada) |
| Recipiente separador por gravedad | 300,000 | 100 μ |
| Separador con almohadilla tejida | 375,000 | 50 μ |
| Separador por coalescencia | 750,000 | 2 μ |
| Separador con álabes | 900,000 | 40 μ |
| Separador ciclónico | 3,750,000 | 7 μ |
| † a flujo máximo. | | |

Esto confirma los beneficios de utilizar la separación ciclónica en procesos de separación, sin embargo, como ya se mencionó anteriormente, su única limitante son las grandes dimensiones de los equipos, debido a esto surgen los GLCC que pueden utilizarse como una alternativa económicamente atractiva a los separadores convencionales. La amplia variedad de aplicaciones de los GLCC puede cubrir diferentes requerimientos de funcionamiento, variando desde una separación parcial hasta una separación de fase completa. Las aplicaciones potenciales incluyen: el control de la relación gas/líquido en medidores de flujo multifase y bombas, separación primaria en tierra o plataforma, pre-separación corriente arriba de trampas de líquido, lavadores de gas, "flares", desarenadores, equipos de prueba portátiles y separadores convencionales.

A pesar de la carencia de información de su funcionamiento los GLCC están teniendo especial interés en numerosas aplicaciones. Varios casos de aplicación exitosa de los separadores ciclónicos cilindricos gas-liquido se han reportado para la separación multifase, medición y bombeo; sin embargo, estas aplicaciones fueron utilizadas sin un completo entendimiento del comportamiento del flujo hidrodinámico.

7.1 Descripción Física del GLCC.

El GLCC consta de un tubo vertical con una entrada tangencial inclinada y salidas para gas y líquido (Figura 7.2). El flujo tangencial desde la entrada hacia el cuerpo del GLCC crea un remolino que se produce por las fuerzas boyante y centrífuga que son de mayor magnitud en comparación con la fuerza de gravedad. La combinación de la fuerza boyante, centrífuga y gravitacional separa el líquido y el gas. El líquido se empuja radialmente hacia afuera y se extiende descendentemente hacia la salida del mismo, mientras que el gas se dirige hacia el centro de forma ascendente.

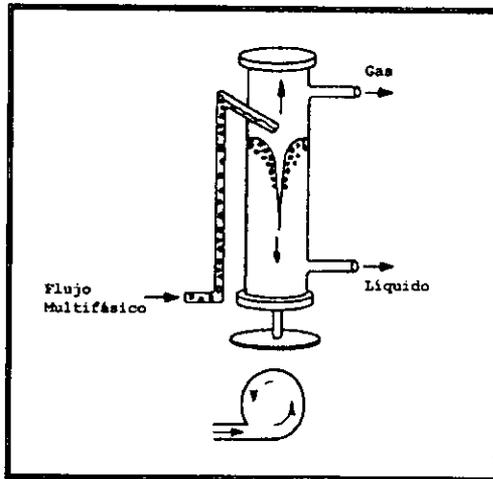


Figura 7.2 Descripción física de un GLCC

A pesar del diseño simple del GLCC varias modificaciones en el cuerpo del recipiente pueden influenciar su funcionamiento.

Por ejemplo, para un amplio intervalo de condiciones de flujo el control de nivel de líquido activo no es directo debido a su tamaño compacto, es por esto que es importante localizar la sección de entrada justo encima del nivel de líquido ya que si el nivel de líquido está por encima de la entrada, el gas puede ocasionar arrastre de burbujas en el líquido. Los separadores convencionales utilizan típicamente una entrada perpendicular, sin embargo, estudios recientes sobre los GLCC's han demostrado que una entrada inclinada mejora la separación reduciendo el arrastre de líquido en la corriente de gas a través de dos mecanismos: (1) la inclinación de la entrada promueve la estratificación proveyendo una separación preliminar en la boquilla de entrada, (2) la inclinación descendente ocasiona una espiral en la corriente de líquido debajo de la corriente de entrada proviniendo que el líquido bloquee el flujo de gas hacia la parte superior.

Otro aspecto determinante en el funcionamiento del separador es la relación óptima referida a la relación entre el diámetro y la longitud del GLCC. Las dimensiones del GLCC influyen en el funcionamiento y costos del mismo. Para un diámetro dado, la longitud del GLCC por encima de la entrada provee la capacidad de manejo de incrementos de flujo de líquido, mientras que la longitud por debajo de la entrada determina el tiempo de residencia para separar las burbujas de gas del líquido. Además, la fuerza centrífuga y boyante son inversamente proporcionales al diámetro y la disminución de la velocidad tangencial es directamente proporcional a la longitud.

La boquilla de entrada es el último elemento que influye en la distribución de flujo y velocidad tangencial en la entrada al cuerpo del GLCC.

Los bajos costos de operación y el bajo precio, de los separadores compactos (GLCC), ofrecen una alternativa atractiva para los recipientes separadores convencionales. Por ejemplo, en una comparación de dimensiones entre los GLCC y los separadores convencionales realizada por Gómez (1998) en una aplicación de campo convencional que maneja 100,000 B/D de crudo y 70 MMscf/D de gas respectivamente a 100 psig. El diámetro interno y la altura para el GLCC serían de 5 y 20 ft respectivamente, estas dimensiones son aproximadamente la mitad de las dimensiones de los requerimientos correspondientes a un separador vertical convencional (9 x 35 ft) y aproximadamente un cuarto de las dimensiones de un separador horizontal convencional (19 x 75 ft).

7.2 Principio de Operación de los GLCC's.

El desarrollo operacional de un GLCC se define por dos fenómenos limitantes:

1. Arrastre de líquido en la corriente de gas.
2. Arrastre de burbujas de gas en la corriente de líquido.

El principio de arrastre de líquido se define como la primera traza de líquido en la corriente de gas. Similarmente, el principio de arrastre de burbujas de gas se refiere a la primera señal observable de burbujas en el flujo de líquido descendente.

La dificultad en el desarrollo para predecir el funcionamiento adecuado del GLCC es muy alta, debido a la variedad de patrones de flujo complejo que pueden ocurrir en el GLCC. Los patrones de flujo antes de la entrada al recipiente pueden incluir: burbuja, tapón, niebla, bache y anular, luego, después de la entrada, el patrón de flujo consiste generalmente de un vórtice líquido con un filamento de gas en el centro. A niveles por debajo de la entrada, el flujo de líquido desde la entrada hacia el vórtice presenta una película turbulenta. Por lo tanto es necesaria la búsqueda y desarrollo de herramientas para predecir el funcionamiento de los GLCC en diferentes aplicaciones, en el pasado las predicciones del funcionamiento de los GLCC estaban basadas sobre reglas de dedo y correlaciones empíricas, actualmente los esfuerzos están encaminados para desarrollar modelos mecanísticos y simulación de la conducta dinámica del fluido (CFD).

7.3 Modelos Mecanísticos.

Se han desarrollado hasta la fecha algunos modelos mecanísticos para predecir el comportamiento hidrodinámico del fluido en los separadores compactos, sin embargo, estos están limitados por su capacidad para ser extrapolados a diferentes condiciones de flujo y aplicaciones no probadas como para considerarse como una herramienta general de diseño, la base teórica se desarrolló en un principio por Kouba (1995) utilizando datos adquiridos de la conducta del fluido en un prototipo a escala de un GLCC en laboratorio, estos modelos solo proveen una guía cualitativa para el diseño de los GLCC al tratar de predecir el nivel de líquido en equilibrio, la trayectoria de la burbuja y el principio de flujo niebla anular.

El nivel de líquido en equilibrio y el principio de flujo niebla anular son necesarios para la predicción del arrastre de líquido en el GLCC y la trayectoria de la burbuja es útil para la predicción del arrastre de gas en la corriente de líquido. Estos modelos se describirán a continuación:

7.3.1 Nivel de líquido en equilibrio.

Para la operación apropiada de un GLCC el nivel de líquido debe mantenerse por debajo de la entrada, para evitar que el gas fluya a través de la fase líquida y exista arrastre de líquido en la corriente de gas. A medida que el flujo de líquido se incrementa, el nivel de líquido en el GLCC aumentará debido a que la ganancia de la cabeza hidrostática necesita compensarse por las pérdidas por fricción en la sección de líquido. El flujo a dos fases en el nivel de líquido del GLCC puede

localizarse arriba o debajo de la entrada, dependiendo de las condiciones de operación, de manera que estas son esenciales para predecir el nivel de líquido en el GLCC.

El modelo propuesto por Kouba (1995) determina el nivel de líquido a partir de un balance de presión simple entre la entrada y la salida del GLCC, este modelo no toma en cuenta cualquier interacción hidrodinámica entre las fases gas y líquida. Los parámetros geométricos se refieren a la Figura 7.3.

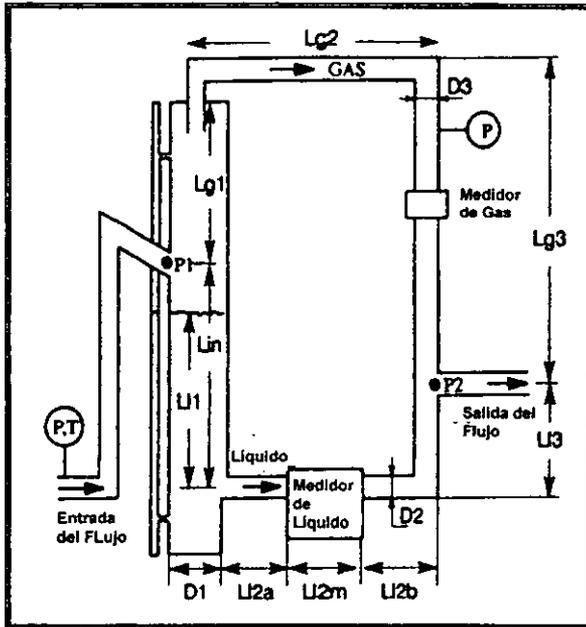


Figura 7.3 Nomenclatura del GLCC para el modelo mecánico

Las presiones de gota en las secciones de líquido y gas están dadas respectivamente por:

$$\Delta P_l = \rho_l g(L_{l_1} - L_{l_2}) + \rho_g g(L_{in} - L_{l_1}) - \left(\Phi_l + \frac{f_l L_{l_1}}{D_1} \frac{\rho_l v_{l_1}^2}{2} \right) \quad (7.1)$$

$$\Delta P_g = \rho_g g(L_g - L_{g_1}) - \Phi_g \quad (7.2)$$

$$\Phi_l = \frac{\rho_l}{2} \left(\sum \frac{f_l L_i v_i^2}{D_i} + \sum K_i v_i^2 \right)_l \quad (7.3)$$

$$\Phi_g = \frac{\rho_g}{2} \left(\sum \frac{f_g L_i v_i^2}{D_i} + \sum K_i v_i^2 \right)_g \quad (7.4)$$

donde:

L = longitud

f = factor de fricción

g = aceleración de la gravedad

ρ_g = densidad del gas

ρ_l = densidad del líquido

v = velocidad

D = diámetro

K = coeficiente de resistencia para un codo o una te.

ϕ_l y ϕ_g = son las pérdidas de presión por fricción en las secciones líquido y gas respectivamente y están dadas por:

Los primeros términos en los paréntesis de las Ecuaciones 7.3 y 7.4 representan las pérdidas por fricción en los diferentes segmentos de la tubería del lazo de medición. Los segundos términos representan las pérdidas de resistencia a través de las reducciones y codos.

Igualando la presión de gota en las secciones de gas y líquido se puede encontrar el nivel de líquido en el GLCC de la siguiente forma:

$$L_{l_1} = \frac{\Phi_l - \Phi_g + \rho_l g L_{l_1} - \rho_g g (L_{in} + L_{B_1} - L_{B_2})}{g(\rho_l - \rho_g) - \left(\frac{\rho_l v_{l_1}^2}{2} \frac{f_{l_1}}{D_1} \right)} \quad (7.5)$$

7.3.2 Trayectoria de la Burbuja.

El remolino creado debajo de la entrada del GLCC ocasiona una separación radial de las fases gas y líquida debido a las fuerzas centrífuga y boyante que actúan sobre ellas, durante este fenómeno el líquido se mueve hacia la pared del GLCC y las burbujas de gas hacia el centro del separador. Por lo tanto la predicción de la trayectoria de la burbuja puede utilizarse para determinar el destino de las burbujas y definir si las burbujas se arrastran con el líquido o si se atrapan en la corriente ascendente del gas y determinar así si se realiza una separación adecuada.

El movimiento radial de las burbujas de gas puede determinarse a partir de un balance sobre la burbuja. En este modelo simple, las fuerzas que actúan sobre la burbuja en la dirección radial son la fuerza de arrastre, centrífuga y boyante. Al igualar esas fuerzas se obtiene la distribución de la velocidad radial de una burbuja de gas de la siguiente forma:

$$v_r(r) = \sqrt{\frac{4(\rho_m(r) - \rho_g)}{3} \frac{v_t(r)^2}{\rho_l} \frac{D_b}{r Cd(r)}} \quad (7.6)$$

donde:

v_r = velocidad radial

D_b = diámetro de la burbuja

ρ_m = densidad de la mezcla

v_t = velocidad tangencial

r = coordenada radial

Cd = coeficiente de arrastre

D_b = diámetro de la burbujas

Por otro lado la distribución de la densidad de la mezcla $\rho_m(r)$ y la distribución de la velocidad circunferencial $v_t(r)$ se aproximan de la siguiente forma:

$$\rho_m(r) = \rho_g + (\rho_l - \rho_g) \left(\frac{r}{R_s}\right)^m \quad (7.7)$$

$$v_t(r) = v_{ts} \left(\frac{r}{R_s}\right)^n \quad (7.8)$$

donde:

R_s = radio del GLCC

v_{ts} = velocidad tangencial la entrada

En las Ecuaciones 7.7 y 7.8 r/R_s es la relación entre la localización radial y el radio del GLCC, y el valor utilizado en los dos exponentes m y n es 0.9.

El coeficiente de arrastre "Cd" propuesto por Turton y Levenspiel (Dimitar, 1992) se utiliza en este modelo de la siguiente forma:

$$Cd(r) = \frac{24 \left[1 + 0.173 R_{e_c}(r)^{0.657} \right]}{R_{e_c}(r)} + \frac{0.413}{1 + 16,300 R_{e_c}(r)^{-1.09}} \quad (7.9)$$

donde el número de Reynolds se determina por:

$$R_{e_c}(r) = \frac{\rho_m(r) v_r(r) D_b}{\mu_l} \quad (7.10)$$

Para un incremento pequeño de tiempo dt , la distancia diferencial del viaje realizado por la burbuja de gas en la dirección axial es:

$$dz = \frac{dr}{v_r(r)} v_z \quad (7.11)$$

donde v_z es la velocidad axial del líquido en el GLCC. Así, las ecuaciones 7.11 y 7.6 permiten la determinación de la trayectoria de la burbuja $z(r)$. La distancia axial total recorrida por la burbuja de gas en el GLCC se determina a partir de la integración de la ecuación 7.11, resultando lo siguiente:

$$Z_1 = \int_{R_1}^r \frac{v_z}{v_r(r)} dr \quad (7.12)$$

7.3.3 Principio de Flujo Niebla Anular.

El principio de flujo niebla anular representa el límite de la capacidad de gas teórica del funcionamiento del GLCC. Bajo ciertas velocidades de flujo de gas, las primeras gotas finas de líquido se atomizan y arrastran en la corriente de gas, es por esto que es necesario predecir y controlar la velocidad del gas. El criterio para esta transición es similar al propuesto por Taitel et al.(1980) para los límites de transición entre flujo anular o tapón en tuberías verticales, de la siguiente manera:

$$v_{a-m} = 2.3351 \left(\sigma We \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g^2} \right)^{0.25} \quad (7.13)$$

donde:

v_{a-m} = velocidad de flujo niebla anular

We = número de Weber, para este estudio se utilizó el valor de We = 7.

Posteriormente Arpandi et al. (1995) presenta un modelo que es capaz de predecir la hidrodinámica del comportamiento del flujo en el separador que predice: el nivel de líquido en equilibrio, forma del vórtice, distribuciones de velocidad, "holdup" y presión de gota a través del GLCC.

Recientemente Chirinos et al. (1999) desarrolló otro modelo mecanístico que predice el porcentaje de arrastre de líquido y arrastre de líquido incluyendo altas presiones y mejoras a los modelos de "holdup".

7.4 Simulación de la Conducta Dinámica del Fluido (CFD).

La simulación dinámica del fluido es una herramienta utilizada para validar y mejorar los modelos mecanísticos. La simulación CFD para los GLCC's puede dividirse en: (1) flujo a una sola fase con localización de la partícula y (2) flujo dos fases.

A pesar de que es necesaria la modelación de la conducta hidrodinámica para mejorar el entendimiento del flujo hidrodinámico en el GLCC, esta no es práctica y por lo tanto insuficiente como una herramienta de diseño general, es decir los simuladores CFD pueden capturar con mucho detalle la hidrodinámica del fluido, pero a pesar de esto la interpretación de resultados toma tiempo y son computacionalmente complejos, para aplicarse.

Por lo tanto, la modelación mecanística tiene un compromiso entre la simplicidad de las formulaciones empíricas y la complejidad de la simulación de la conducta dinámica del fluido (CFD). La combinación de un CFD y la modelación mecanística resulta en una aproximación realista para obtener una herramienta de diseño y predicción del funcionamiento del GLCC.

La dificultad de predecir el desarrollo hidrodinámico de los separadores compactos GLCC ha sido el impedimento principal para incrementar el uso del GLCC. Muy pocos estudios están disponibles para el diseño y funcionamiento óptimos de los GLCC. Consecuentemente el dimensionamiento y estimación del funcionamiento operacional, como ya se mencionó, solo se basan sobre una experiencia limitada y un alto grado de confidencialidad.

7.5 Aplicaciones de los GLCC.

Una gran variedad de GLCC se aplican para diferentes requerimientos que varían desde una separación parcial hasta una separación completa líquido-gas. El desarrollo tecnológico reciente ha ayudado a incrementar el despliegue de los sistemas de separación GLCC en la industria, como ejemplo de estos casos se tienen:

7.5.1 Lazo de medición de flujo multifase.

Este tipo de configuración de lazo de medición multifase (Figura 7.3) permite varias ventajas sobre la separación convencional con medición de una fase o medidores multifase sin separación. La configuración del lazo es un tanto autorregulada, lo cual permite reducir o eliminar la necesidad de un control de nivel activo. El tamaño compacto del GLCC permite que los lazos sean de menor peso, ocupen menos espacio, y mantengan una menor relación de hidrocarburos que un separador de prueba convencional.

Muchos medidores multifase tienen un límite máximo en relación a la fracción de volumen de gas permitida a través del medidor para mantener exactitud en sus especificaciones, este no es el caso de los lazos de medición compactos ya que mejora la exactitud el GLCC proveyendo una separación de gas parcial, adicionalmente que se tiene un beneficio de tamaño, ya que un medidor pequeño es menos caro. Para los medidores multifase (en los que el precio es directamente

proporcional al tamaño), el ahorro económico al utilizar un medidor pequeño en conjunción con un GLCC en comparación con los medidores convencionales puede representar cuatro veces el costo del GLCC.

7.5.2 Separación parcial.

Una de las aplicaciones más exitosas de los GLCC es donde solo se requiere una separación parcial de gas y líquido. Un ejemplo de esas aplicaciones es la separación parcial del gas sin refinar de los pozos de alta presiones que se utiliza en el bombeo neumático de pozos de baja presión, esto crea una reducción de presión en el fondo del pozo, incrementando o sustentando el flujo del mismo.

7.5.3 Sistema de separación compacto.

Los sistemas de separación compactos son un elemento importante que reduce costos de operación en la producción a través de la reducción de tamaño y peso. Además, de que al separar una porción significativa de gas se reducen fluctuaciones en el flujo de líquido que resulta en una mejora de otros dispositivos de separación después de haber salido de éste. Por ejemplo, la combinación de un GLCC con un separador por gravedad de agua puede mejorar la calidad de la descarga de agua.

El GLCC se ha utilizado para controlar la relación gas/crudo de flujo dos fases e introducir la mezcla a una bomba multifase, con el fin de mejorar la eficiencia de bombeo. Otros estudios muestran que varias combinaciones de GLCC con turbinas pueden utilizarse para extraer energía de los pozos de alta presión y mejorar la producción de los pozos de baja presión.

7.5.4 Mejora de los separadores existentes.

La separación ciclónica ya ha demostrado que es útil como dispositivos de separación interna en los separadores horizontales de gran tamaño. Los GLCC pueden funcionar como un dispositivo externo de separación de gran utilidad que mejora el funcionamiento de los separadores horizontales existentes (Figura 7.4). Al separar parte del gas, el nivel del separador aumenta al incrementar el tiempo de residencia sin presentar un régimen de flujo niebla en el recipiente. Esto ya se ha puesto en práctica por Petrobras Brasil que ha rearmado un separador horizontal con un preseparator GLCC.

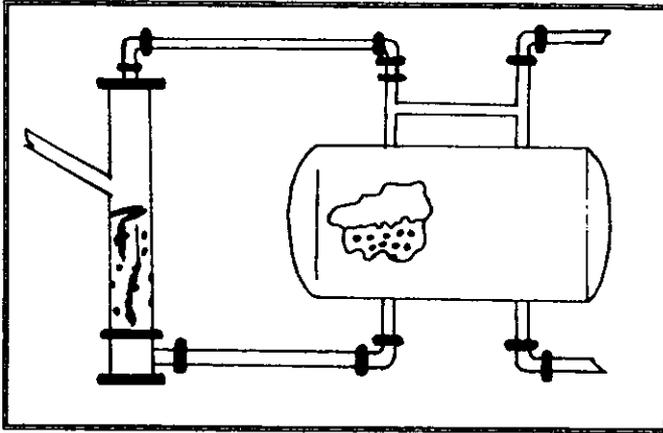


Figura 7.4 Mejora de un separador convencional al utilizar un GLCC

7.5.5 Producción submarina.

El mayor impacto que han tenido los GLCC en la industria del petróleo ha sido en aplicaciones de separación submarina, en donde se ha establecido que la separación en la cabeza del pozo y el bombeo desde el yacimiento es el método más eficiente, termodinámicamente, para la transferencia a largas distancias de las corrientes provenientes del pozo particularmente en aguas profundas. En estudios recientes se ha comprobado que esta característica es aplicable para aguas poco y moderadamente profundas. Indudablemente el desarrollo de campos en tierra depende de tecnologías económicas y eficientes, pero para el caso de aplicaciones marítimas se requiere un alto grado de confianza en el diseño y funcionamiento del separador que demanda que el equipo sea simple, compacto, robusto y económico. Es por esto que los separadores GLCC se sitúan en un buen lugar dentro de la competencia tecnológica.

7.5.6 Separación en campos petroleros.

Los separadores verticales con entradas tangenciales son bastante comunes en la industria petrolera. Estos predecesores de los GLCC como ya se mencionó son grandes y voluminosos, con entradas tangenciales perpendiculares de baja velocidad. Las velocidades tangenciales son usualmente tan bajas que las fuerzas gravitacional, centrífuga, y boyante contribuyen aproximadamente de igual forma en la separación. Los desarrollos tecnológicos tanto en el

Hardware como en el Software de los GLCC deben reducir el tamaño y mejorar el desarrollo de los separadores verticales. El reto es optimizar el tamaño de los GLCC conforme a un diseño que pueda responder rápidamente a fluctuaciones de flujo sin serios trastornos en la separación.

Muchos GLCC hasta la fecha se han fabricado para aplicaciones específicas. La demanda y aplicaciones de los GLCC ha crecido rápidamente, es por ello que varias compañías fabricantes están en el proceso de incorporar a los GLCC en su línea de catálogos.

En resumen después de revisar los procedimientos de diseño de dimensionamiento de separadores no convencionales (GLCC) se encontró que el desarrollo operacional del equipo se define por dos fenómenos limitantes: el arrastre de líquido en la corriente de gas y el arrastre de burbujas en la corriente de líquido, sin embargo, hasta la fecha solo se han desarrollado modelos que solo proveen una guía cualitativa para el diseño de los GLCC al tratar de predecir el nivel de líquido en equilibrio, la trayectoria de la burbuja y el principio de flujo niebla.

El nivel de líquido en equilibrio y el principio de niebla anular son necesarios para la predicción del arrastre de líquido en el GLCC y la trayectoria de la burbuja es útil para la predicción del arrastre de gas en la corriente de líquido, sin embargo, la dificultad en predecir el funcionamiento del GLCC es muy alta, debido a la gran variedad de patrones de flujo dos fases que puede existir en el GLCC es muy alta por lo tanto es necesario el desarrollo y búsqueda de herramientas para predecir el funcionamiento de los GLCC's.

Después de comparar cualitativamente los diseños convencionales con los no convencionales (GLCC) se obtuvo lo siguiente:

- Los separadores no convencionales (GLCC) presentan varias ventajas en comparación con los separadores convencionales en donde destaca que estos son separadores compactos, de bajo peso, tienen bajo costo de compra y operación, son más eficientes, menos caros, requieren poco mantenimiento, son fáciles de instalar y operar.
- Pueden separar gotas más pequeñas de crudo.
- No requieren de accesorios ni dispositivos internos, ya que al utilizar una entrada tangencial inclinada al recipiente se provee una separación preliminar.
- El principio de operación es diferente, para el caso de los GLCC's el recipiente induce las fuerzas centrífuga y boyante que son de mayor magnitud en comparación con la fuerza gravitacional y para el caso de los separadores convencionales se supone que las gotas y

burbujas actúan como partículas esféricas, y estas se acumulan por el estancamiento de la fase continua por medio de las fuerzas de gravedad.

- Se han realizado estudios comparativos (Gómez, 1998) de dimensionamiento de los separadores convencionales y no convencionales resultando que las dimensiones requeridas para un separador convencional serían aproximadamente la mitad de las dimensiones de los requerimientos correspondientes a un separador vertical convencional y aproximadamente una cuarta parte de las dimensiones de un separador horizontal convencional.

Al realizar una comparación respecto a las aplicaciones potenciales de los diseños convencionales se han demostrado las siguientes ventajas en comparación con los separadores convencionales en los siguientes casos:

- En los lazos de medición de flujo multifase los separadores no convencionales tienen varias ventajas sobre la separación convencional con medición de una fase o medidores multifase sin separación ya que al realizar una separación de fases en el GLCC se reduce o elimina la necesidad de un control de nivel activo. El tamaño compacto del GLCC permite que los lazos sean de menor peso, ocupen menos espacio, y mantengan una menor relación de hidrocarburos que en un separador de prueba convencional. Los lazos de medición compactos no tienen un límite máximo en relación a la fracción del volumen de gas permitida en el medidor para mantener la exactitud en sus mediciones, mejora la exactitud de medición al proveer una separación de gas parcial, adicionalmente que se tiene un beneficio de tamaño, ya que un medidor pequeño es menos caro. Para los medidores multifase (en los que el precio es directamente proporcional al tamaño), el ahorro económico al utilizar un medidor pequeño en conjunción con un GLCC en comparación con los medidores convencionales puede representar cuatro veces el costo del GLCC.
- Los sistemas de separación compactos reducen costos de operación de producción a través de la reducción de tamaño y peso en comparación con los convencionales. Además, de que al tener una mayor eficiencia separan una mayor porción de gas reduciendo aún más las fluctuaciones en el flujo de líquido que resulta en una mejora de otros dispositivos de separación después de haber salido de este. Al utilizar un GLCC se ha demostrado que se logra un mejor control de la relación gas/crudo de flujo dos fases que resulta en la mejora de la eficiencia de los equipos.

- Otros estudios muestran que al utilizar ciertas combinaciones de GLCC's y turbinas puede extraerse energía de los pozos de alta presión y mejorar la producción de los pozos de baja presión.
- Indudablemente los mayores beneficios y ventajas de los separadores compactos se ha logrado en su utilización en plataformas, los ciclones compactos han creado una nueva posibilidad para la separación de mezclas líquido-gas en condiciones más favorables que los separadores convencionales, maximizando el espacio disponible además de mejorar el funcionamiento de varios equipos.

Se ha comprobado que pese a que la tecnología de separación convencional está bien desarrollada y no obstante que se ha tratado de eficientizar la misma para cubrir las crecientes necesidades de la industria, se siguen obteniendo recipientes de grandes dimensiones, debido a esto ha sido necesario analizar el fenómeno y buscar nuevas alternativas que logren cubrir estas necesidades, de esta manera es como surgen los separadores compactos "GLCC" que utilizan otro principio de operación y han comprobado su éxito en un amplio intervalo de aplicaciones, pero su utilización se limita al determinar su comportamiento solo bajo ciertas condiciones, esto enfatiza la necesidad de estudiar y comprender mejor los fenómenos que definen el comportamiento de esta nueva tecnología a fin de desarrollar herramientas que logren describir con mayor exactitud el funcionamiento y mejoren el diseño de los separadores no convencionales "GLCC". Cada vez nuevas aplicaciones y mejoras en el diseño de los separadores no convencionales están siendo exploradas y desarrolladas por varias compañías y pese a que los GLCC's están comercialmente disponibles el alto grado de confianza y la dificultad en predecir el desarrollo hidrodinámico limitan el aumento de su uso. Esta nueva tecnología ha demostrado sus grandes ventajas en prototipos bajo ciertas condiciones de operación y se prevé que llegará a sustituir la tecnología convencional en algunos años.

Conclusiones y Recomendaciones

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se evidenció que actualmente el dimensionamiento de los separadores convencionales crudo-gas tanto verticales como horizontales continua basándose en la aún vigente ley de Stokes, con una combinación tanto de la teoría de acumulación como de tiempo de residencia.

Analizando cada una de las principales metodologías para el dimensionamiento de separadores verticales se concluye que el procedimiento más apropiado es el propuesto por Svercek & Monnery ya que este en contraste con los procedimientos propuestos por Arnold & Stewart y Bradey contrarresta la subjetividad que existe durante la selección de parámetros en las ecuaciones con la utilización de correlaciones y reglas heurísticas, aunado a un grado conservador en el diseño al ignorar el volumen de las cabezas, además, asegura la acumulación de las gotas de líquido al utilizar un valor menor de velocidad terminal y así obtener mejores resultados en comparación con los otros dos procedimientos.

Respecto al dimensionamiento de separadores convencionales horizontales es claro que actualmente se tiende a mejorar los modelos existentes ya que los procedimientos son iterativos y requieren de un número considerable de cálculos, por lo tanto, los procedimientos se inclinan por eliminar la teoría de tiempo de residencia, a ser de naturaleza fija y ser más completos, pero por ende requieren de datos más específicos y de un análisis interfacial para el diseño del recipiente; con lo cual se concluye que de los principales procedimientos para dimensionar separadores horizontales el procedimiento de dimensionamiento más completo es el propuesto por Grodal & Reaff, sin embargo, debido a la dificultad de obtener los datos necesarios para aplicar esta metodología y para fines prácticos, se recomienda utilizar el procedimiento de dimensionamiento propuesto por Svercek & Monnery ya que comprobó que es procedimiento conservador, asegura una separación controlada, es adecuado para un amplio rango de relaciones L/D y al igual que en los separadores verticales elimina la subjetividad de las gráficas al utilizar correlaciones. No obstante, a pesar de todos estos esfuerzos por eliminar la subjetividad y crear procedimientos más completos no se logran cubrir por completo las necesidades cada crecientes de la industria del petróleo que busca tener equipos altamente eficientes y de pequeñas dimensiones, estos requerimientos se enfatizan principalmente en plataformas donde es muy grande la necesidad de utilizar equipos que logren separar mezclas crudo-gas con alta eficiencia y que sean compactos, esta búsqueda ha evaluado la tecnología convencional y ha encontrado las ventajas que brinda la separación centrífuga para este propósito, en este trabajo se mostraron las bondades que tienen los prototipos de la tecnología no convencional sobre los diseños convencionales, sin embargo, los

Conclusiones y Recomendaciones

modelos que predicen el comportamiento hidrodinámico del fluido en los separadores compactos están limitados por su capacidad para extrapolarse a diferentes condiciones de flujo y aplicaciones no probadas, es por esto que no puede tomarse como una herramienta diseño; a pesar de esto es importante tener una referencia sobre qué es lo que se está logrando al respecto y poder utilizar esta tecnología en un futuro.

BIBLIOGRAFIA

- Arnold, K. E., & Koszela, P. J. (1990, February). Droplet-settling vs. Retention time theories for sizing oil/water separator. Society of Petroleum Engineers: Production Engineering, 59-64.
- Arnold, K. E., & Stewart, M. Jr. (1995). Surface Production Operations: Design of Oil-Handling Systems and Facilities (Vol. 1)(3rd ed.). Texas, USA: Gulf Publishing Company.
- Arnold, K. E., & Stewart, M. Jr. (1984, November). Designing oil and gas production systems. World Oil, 73-78.
- Arpandi, I., Joshi, A. R., Shoham, O., Shirazi, S., & Kouba, G. E. (1995, Octubre 22-25). Hydrodynamics of two phase flow in gas-liquid cylindrical cyclone separators. (SPE 30683) Proceedings of the 1995 SPE Annual Technical Conference & Exhibition. Dallas, USA. 429-439.
- Carpentier, P.L. (1993, August). Discussion of new perspective on oil and gas separators performance. Society of Petroleum Engineers: Production & Facilities, 222.
- Chirinos, W. A., Gomez, L. E., Wang, S., Mohan, R., Shoham, O., & Kouba, G. (1999, October 3-6). Liquid carry-over in gas-liquid cylindrical cyclone compact separators. (SPE 56582) SPE Annual Technical Conference & Exhibition (pp. 513-526). Houston, Tx.
- Dimitar, G., Karamanov, & Ludmil N. N. (1992, November) Free rising spheres do not obey Newton's law for free settling. AIChE Journal, 38(11), 1843-1846.
- Figueroa, A. R. (1998). Flujo bifásico de hidrocarburos gas y líquido a través de tuberías, un enfoque práctico. (tesis) Universidad Nacional Autónoma de México.
- Gerunda, A. (1981, May 4). How to size liquid-vapor separators. Chemical Engineering, 81-84.
- Gómez, L. E. (1998). A state-of-the-art simulator and field application design of gas-liquid cylindrical cyclone separators. MS thesis University of Tulsa, Oklahoma

Bibliografía

- Grodal, E. O., & Realf, M. J. (1999, October 3-6). Optimal design of two- and three-phase separators: a mathematical programming formulation. (SPE 56645) Proceedings of the 1999 Annual Technical Conference and Exhibition of the SPE held in Houston Tx, (pp. 135-150).
 - Hafskjold, B., Morrow, T.B., Celius, H. K., & Johnson, D. R. (1994, September 25-28). Drop-drop coalescence in oil/water separation. (SPE 28536) Proceedings of the 69th Annual Technical Conference and Exhibition of the Society of Petroleum Engineers held in New Orleans, 203-208.
 - Kaasa, O. (1995, September 5-8). Synergi-production chemicals and process design. (SPE 30434) Presented at the 1995 Offshore Europe Conference of the SPE (pp. 623-630) Aberdeen, Scotland.
 - Kouba, G. E., Shoham, O., & Shirazi, S. (1995, June 7-9). Design and performance of gas liquid cylindrical cyclone separators. Proceedings of the BHR Group 7th International Conference on Multiphase Flow (pp. 623-630). Cannes, France.
 - Nolasco, J. E. (1977, Enero). Principios de la separación gas-líquido y cálculo de la capacidad de tratamiento de separadores de dos fases. Estudio de Separación de Gas, Proyecto: D-3450 IMP. Manuscrito sin publicar.
 - Orange, I. L. (1990, January 22). Cyclone-type separators score high in comparative tests. Oil & Gas Journal, 54-57.
 - Patterson, F. M., & Braun, C. F. (1969, August 4). Vortexing can be prevented in process vessels and tanks. The Oil and Gas Journal, 118-120.
 - Powers, M. L. (1993, May). New perspective on oil and gas separator performance. Society of Petroleum Engineers: Production & Facilities, 77-78.
 - Powers, M. L. (1993, August). Author's reply of discussion of new perspective on oil and gas separators performance. Society of Petroleum Engineers: Production & Facilities, 223.
-

Bibliografía

- Priestman, G. H., Tippetts, J. R., & Dick, D. R. (1996, March). The design and operation of oil-gas production separators desanding systems. Chemical Engineering Research & Design, 74(1), 166-176.
- Shoham, O., & Kouba, G. E. (1998, July). State of the art of gas/liquid cylindrical-cyclone compact-separator technology. Journal of Petroleum Technology, 58-65.
- Smith, H.V. (1992). Oil and gas separators. In Bradley, H. B. (Ed.). Petroleum Engineering Handbook (3rd ed.). Texas, USA: Society of Petroleum Engineers.
- Svrcek, W. Y., & Monnery, W. D. (1993, October). Design two-phase separators within the right limits. Chemical Engineering Progress, 53-60.
- Taitel, Y., Barnea, D., & Dukler, A. E. (1980). Modeling flow pattern transition for steady upward gas-liquid in vertical tubes. AIChE Journal, 46, 345-354.
- Viles, J. C. (1993, Mayo). Predicting liquid re-entrainment in horizontal separators. Journal of Petroleum Technology, 405-409.
- Verlaan, C. (1991). Performance of novel mist eliminators. PhD dissertation, Delft University of Technology
- Walley, P. B. (1996). Two-Phase Flow Heat Transfer. USA: Oxford Science Publications.
- Wankat, P. C. (1993). Separations Chemical Engineering Equilibrium. USA: Prentice Hall.
- Woinsky, S. G. (1994, October). Help cut pollution with vapor/liquid and liquid/liquid separators. Chemical Engineering Progress, 54-58.

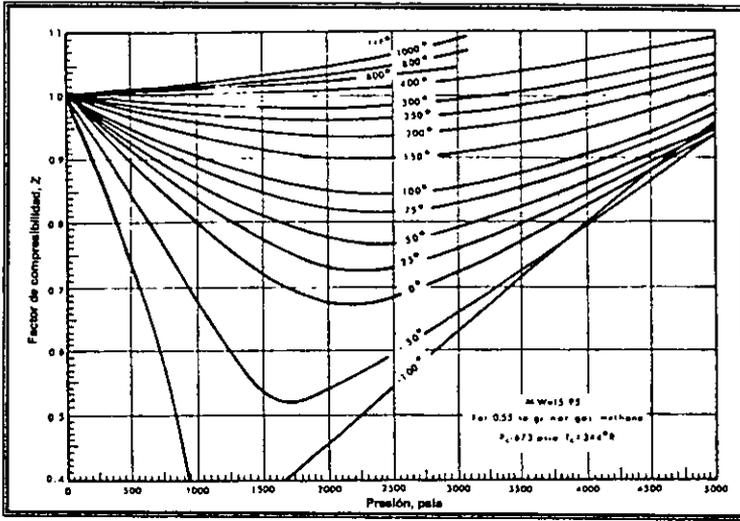


Figura 3.1 Compresibilidad de gases naturales de bajo peso molecular

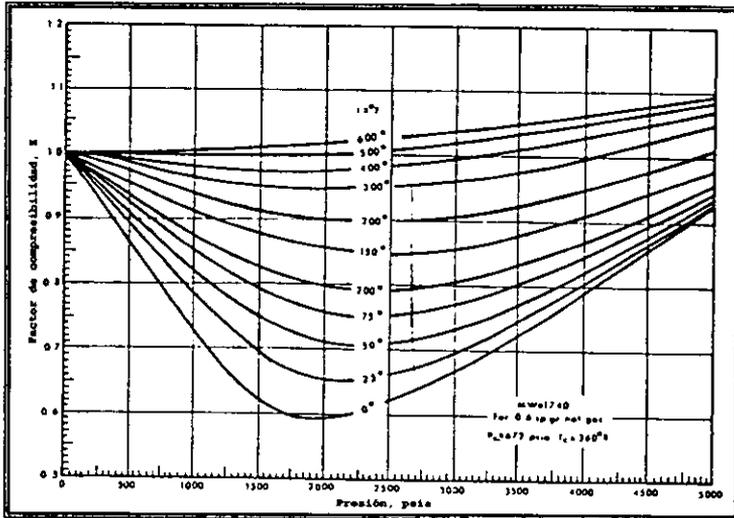


Figura 3.2 Compresibilidad de gases naturales de bajo peso molecular

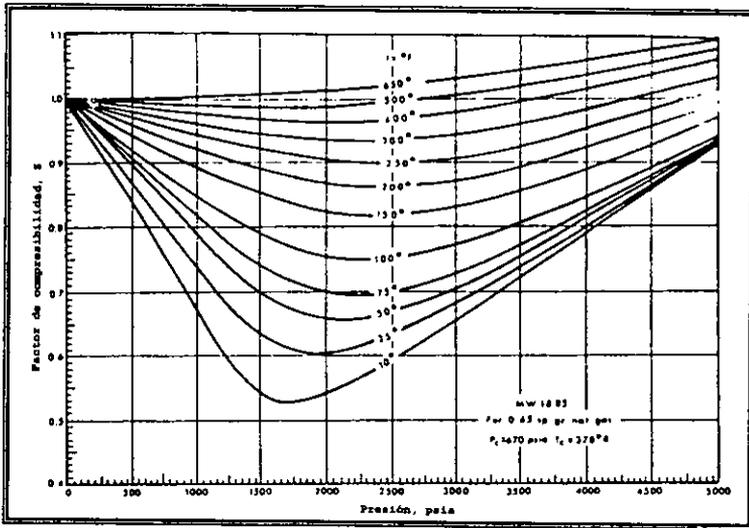


Figura 3.3 Compresibilidad de gases naturales de bajo peso molecular

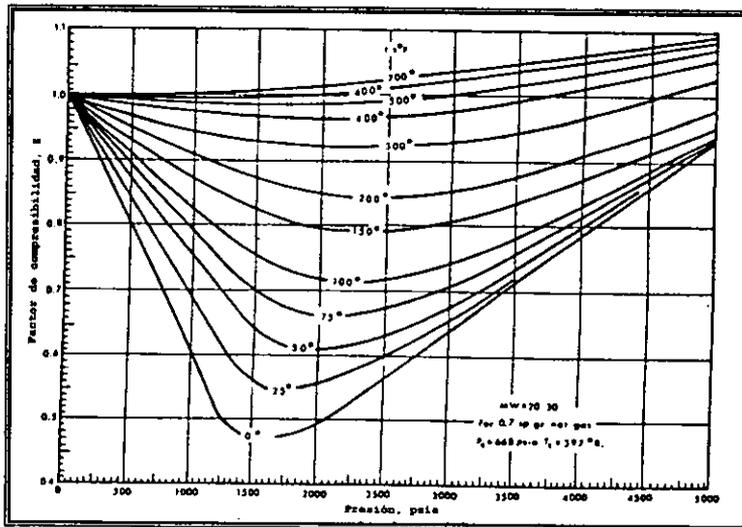


Figura 3.4 Compresibilidad de gases naturales de bajo peso molecular

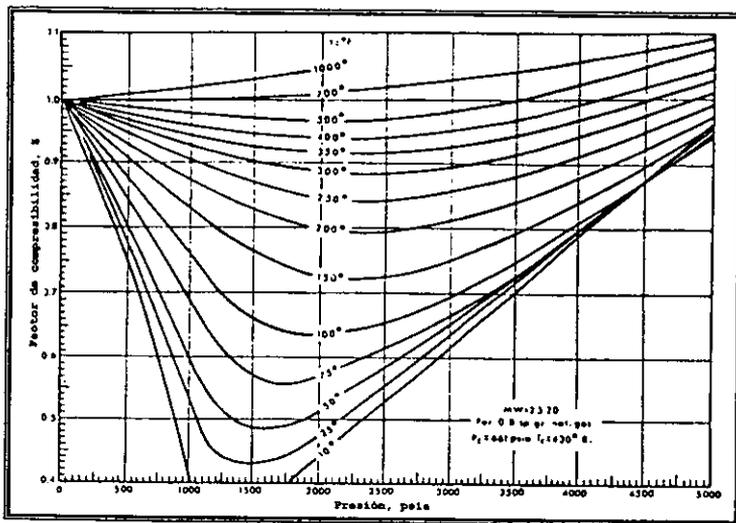


Figura 3.5 Compresibilidad de gases naturales de bajo peso molecular

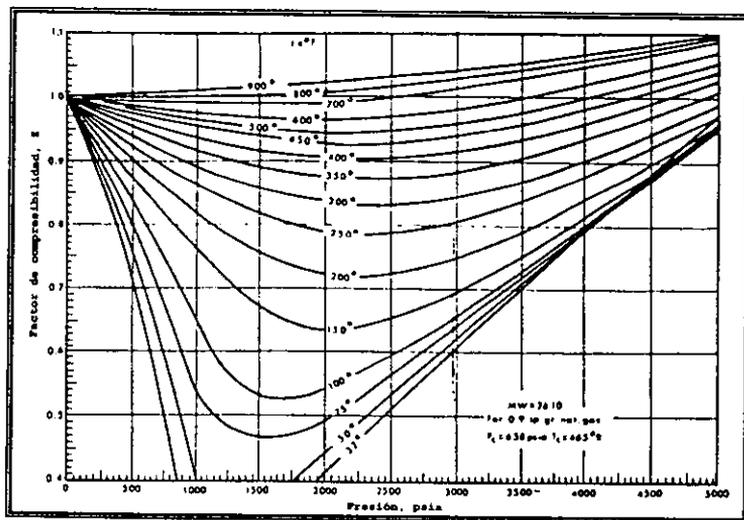


Figura 3.6 Compresibilidad naturales con peso molecular bajo

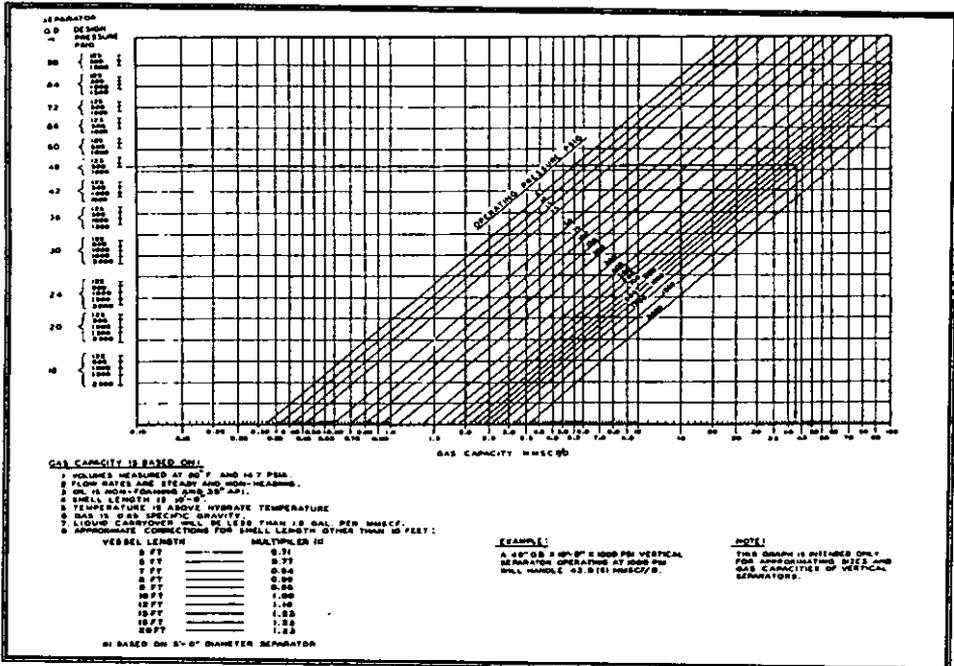


Figura 4.5 Aproximación de la capacidad de gas de los separadores crudo-gas verticales.

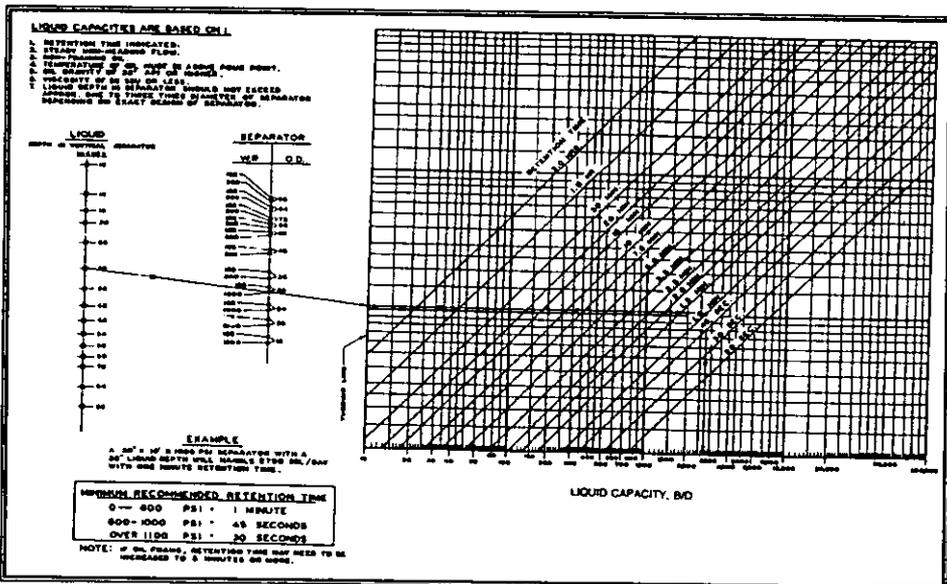


Figura 4.6 Aproximación de la capacidad de liquido de los separadores crudo-gas verticales.

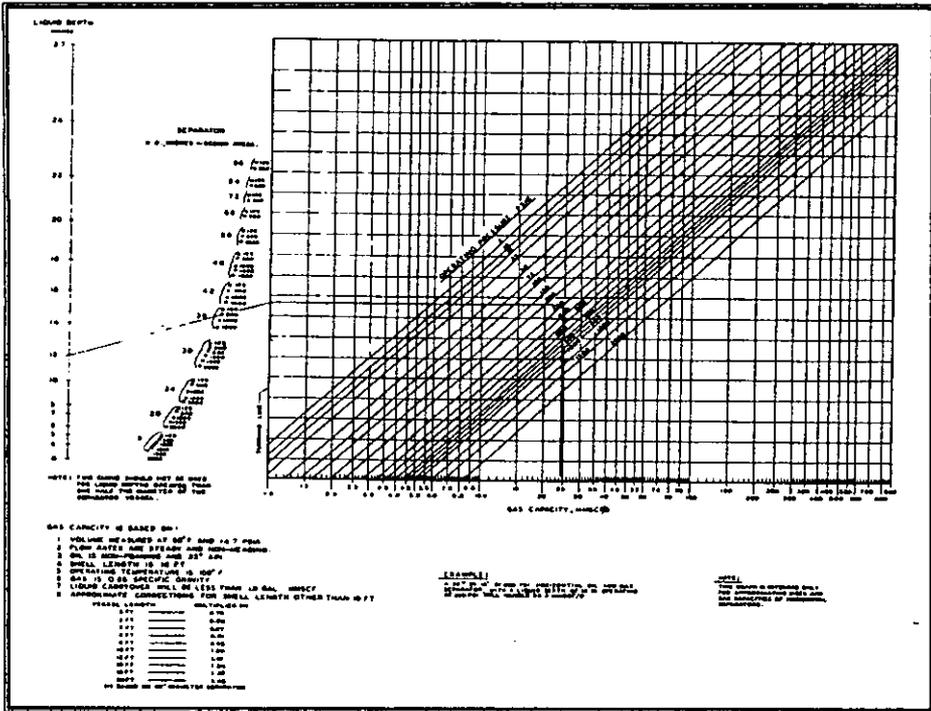


Figura 4.7 Aproximación de la capacidad de gas de los separadores crudo-gas horizontales.

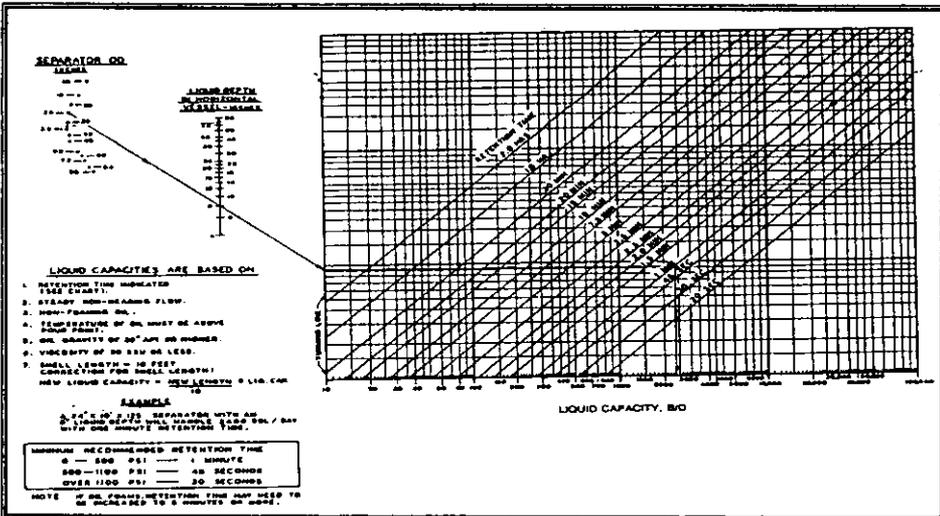


Figura 4.8 Aproximación de la capacidad de líquido de los separadores crudo-gashorizontales.

Programación Cuadrática.

Las técnicas de optimización matemática han sido utilizadas extensivamente en métodos sistemáticos para el diseño de equipo y procesos químicos. En este caso se describirá la programación cuadrática cuyo objetivo es minimizar la función objetivo con ciertas restricciones de desigualdades de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{minimizar } f(x) &= c^T x + \frac{1}{2} x^T Q x \\ \text{sujeta a } Ax &\geq b \\ x &\geq 0 \end{aligned}$$

donde:

c es un vector de coeficientes de las constantes,

A es una matriz ($m \times n$) y

Q se asume generalmente que es una matriz simétrica

X^T es la matriz transpuesta de x